



电力工程设计手册



火力发电厂
锅炉及辅助系统设计

中国电力工程顾问集团有限公司
中国能源建设集团规划设计有限公司 编著

Power Engineering Design Manual

中国电力出版社

电力工程设计手册

01 火力发电厂总图运输设计
02 火力发电厂热机通用部分设计
03 火力发电厂锅炉及辅助系统设计
04 火力发电厂汽轮机及辅助系统设计
05 火力发电厂烟气治理设计
06 燃气-蒸汽联合循环机组及附属系统设计
07 循环流化床锅炉附属系统设计
08 火力发电厂电气一次设计
09 火力发电厂电气二次设计
10 火力发电厂仪表与控制设计
11 火力发电厂结构设计
12 火力发电厂建筑设计
13 火力发电厂水工设计
14 火力发电厂运煤设计
15 火力发电厂除灰设计
16 火力发电厂化学设计
17 火力发电厂供暖通风与空气调节设计
18 火力发电厂消防设计
19 火力发电厂节能设计

20 架空输电线路设计
21 电缆输电线路设计
22 换流站设计
23 变电站设计

24 电力系统规划设计
25 岩土工程勘察设计
26 工程测绘
27 工程水文气象
28 集中供热设计
29 技术经济
30 环境保护与水土保持
31 职业安全与职业卫生





电力工程设计手册



火力发电厂
锅炉及辅助系统设计

中国电力工程顾问集团有限公司
中国能源建设集团规划设计有限公司 编著

中国电力出版社

内 容 提 要

本书是《电力工程设计手册》系列手册中的一个分册，是按电力设计行业火力发电厂锅炉专业的设计要求编写的实用性工具书。本书涵盖火力发电厂各类炉型（煤粉锅炉、循环流化床锅炉、燃气–蒸汽联合循环余热锅炉），内容主要包括锅炉及辅机设备的技术特点、选型方法及主要技术规范，锅炉各辅助系统的设计方法，锅炉岛主厂房的布置设计等。本书在章节编排上与设计院习惯的设计卷册划分相关联，以便设计人员在设计相关卷册时可针对性地查阅。

本书依据锅炉及辅助系统的最新技术发展和设计技术标准的最新要求编写，充分吸纳了火力发电厂建设的先进理念和成熟技术，全面反映了近年来新建和改建、扩建火力发电厂工程中的新技术、新设备、新工艺、新规范，列入了大量成熟可靠的设计资料、计算案例和技术指标。

本书是供火力发电厂热机专业设计、施工、调试、设备采购和运行管理人员使用的工具书，也可供高等院校热能动力专业的师生参考使用。

图书在版编目（CIP）数据

电力工程设计手册. 火力发电厂锅炉及辅助系统设计 / 中国电力工程顾问集团有限公司，中国能源建设集团规划设计有限公司编著. —北京：中国电力出版社，2019.6

ISBN 978-7-5198-2699-4

Ⅰ. ①电… Ⅱ. ①中… ②中… Ⅲ. ①火电厂–锅炉–辅助系统–设计–手册 Ⅳ. ①TM7-62②TM621.22-62

中国版本图书馆 CIP 数据核字（2018）第 281085 号

出版发行：中国电力出版社
地　　址：北京市东城区北京站西街 19 号（邮政编码 100005）
网　　址：http://www.cepp.sgcc.com.cn
印　　刷：北京盛通印刷股份有限公司
版　　次：2019 年 6 月第一版
印　　次：2019 年 6 月北京第一次印刷
开　　本：787 毫米×1092 毫米　16 开本
印　　张：45
字　　数：1647 千字　6 插页
印　　数：0001—2000 册
定　　价：290.00 元

《电力工程设计手册》
编辑委员会

《电力工程设计手册》
秘书组

《火力发电厂锅炉及辅助系统设计》
编 写 组

主　　编　叶勇健

参编人员　（按姓氏笔画排序）

王仕能　王丽波　邓文祥　龙　辉　冯　颖　冯琰磊
朱来笛　华　伟　许振宇　李吉祥　杨雪平　吴东梅
邱　艳　陈　勇　陈玉虹　陈建华　周振纲　郑乐宇
胡　南　胡忠霞　钟明慧　段丽平　姚向昱　秦　学
顾　欣　党　楠　郭兆君　陶秋根　黄晶晶

《火力发电厂锅炉及辅助系统设计》
编辑出版人员

编审人员　赵鸣志　马雪倩　郑艳蓉　梁　卉　刘广峰

出版人员　王建华　邹树群　黄　蓓　郝军燕　李　楠　太兴华
陈丽梅　马素芳　王红柳　赵姗姗　单　玲

序言

改革开放以来，我国电力建设开启了新篇章，经过40年的快速发展，电网规模、发电装机容量和发电量均居世界首位，电力工业技术水平跻身世界先进行列，新技术、新方法、新工艺和新材料得到广泛应用，信息化水平显著提升。广大电力工程技术人员在多年的工程实践中，解决了许多关键性的技术难题，积累了大量成功的经验，电力工程设计能力有了质的飞跃。

电力工程设计是电力工程建设的龙头，在响应国家号召，传播节能、环保和可持续发展的电力工程设计理念，推广电力工程领域技术创新成果，促进电力行业结构优化和转型升级等方面，起到了积极的推动作用。为了培养优秀电力勘察设计人才，规范指导电力工程设计，进一步提高电力工程建设水平，助力电力工业又好又快发展，中国电力工程顾问集团有限公司、中国能源建设集团规划设计有限公司编撰了《电力工程设计手册》系列手册。这是一项光荣的事业，也是一项重大的文化工程，彰显了企业的社会责任和公益意识。

作为中国电力工程服务行业的“排头兵”和“国家队”，中国电力工程顾问集团有限公司、中国能源建设集团规划设计有限公司在电力勘察设计技术上处于国际先进和国内领先地位，尤其在百万千瓦级超超临界燃煤机组、核电常规岛、洁净煤发电、空冷机组、特高压交直流输变电、新能源发电等领域的勘察设计方面具有技术领先优势；另外还在中国电力勘察设计行业的科研、标准化工作中发挥着主导作用，承担着电力新技术的研究、推广和国外先进技术的引进、消化和创新等工作。编撰《电力工程设计手册》，不仅系统总结了电力工程设计经验，而且能促进工程设计经

验向生产力的有效转化，意义重大。

这套设计手册获得了国家出版基金资助，是一套全面反映我国电力工程设计领域自有知识产权和重大创新成果的出版物，代表了我国电力勘察设计行业的水平和发展方向，希望这套设计手册能为我国电力工业的发展作出贡献，成为电力行业从业人员的良师益友。

汪建平

2019年1月18日

总前言

电力工业是国民经济和社会发展的基础产业和公用事业。电力工程勘察设计是带动电力工业发展的龙头，是电力工程项目建设不可或缺的重要环节，是科学技术转化为生产力的纽带。新中国成立以来，尤其是改革开放以来，我国电力工业发展迅速，电网规模、发电装机容量和发电量已跃居世界首位，电力工程勘察设计能力和水平跻身世界先进行列。

随着科学技术的发展，电力工程勘察设计的理念、技术和手段有了全面的变化和进步，信息化和现代化水平显著提升，极大地提高了工程设计中处理复杂问题的效率和能力，特别是在特高压交直流输变电工程设计、超超临界机组设计、洁净煤发电设计等领域取得了一系列创新成果。“创新、协调、绿色、开放、共享”的发展理念和全面建成小康社会的奋斗目标，对电力工程勘察设计工作提出了新要求。作为电力建设的龙头，电力工程勘察设计应积极践行创新和可持续发展理念，更加关注生态和环境保护问题，更加注重电力工程全寿命周期的综合效益。

作为电力工程服务行业的“排头兵”和“国家队”，中国电力工程顾问集团有限公司、中国能源建设集团规划设计有限公司（以下统称“编著单位”）是我国特高压输变电工程勘察设计的主要承担者，完成了包括世界第一个商业运行的 1000kV 特高压交流输变电工程、世界第一个±800kV 特高压直流输电工程在内的输变电工程勘察设计工作；是我国百万千瓦级超超临界燃煤机组工程建设的主力军，完成了我国 70%以上的百万千瓦级超超临界燃煤机组的勘察设计工作，创造了多项“国内第一”，包括第一台百万千瓦级超超临界燃煤机组、第一台百万千瓦级超超临界空冷

燃煤机组、第一台百万千瓦级超超临界二次再热燃煤机组等。

在电力工业发展过程中，电力工程勘察设计工作者攻克了许多关键技术难题，形成了一整套先进设计理念，积累了大量的成熟设计经验，取得了一系列丰硕的设计成果。编撰《电力工程设计手册》系列手册旨在通过全面总结、充实和完善，引导电力工程勘察设计工作规范、健康发展，推动电力工程勘察设计行业技术水平提升，助力电力工程勘察设计从业人员提高业务水平和设计能力，以适应新时期我国电力工业发展的需要。

2014 年 12 月，编著单位正式启动了《电力工程设计手册》系列手册的编撰工作。《电力工程设计手册》的编撰是一项光荣的事业，也是一项艰巨和富有挑战性的任务。为此，编著单位和中国电力出版社抽调专人成立了编辑委员会和秘书组，投入专项资金，为系列手册编撰工作的顺利开展提供强有力的保障。在手册编辑委员会的统一组织和领导下，700 多位电力勘察设计行业的专家学者和技术骨干，以高度的责任心和历史使命感，坚持充分讨论、深入研究、博采众长、集思广益、达成共识的原则，以内容完整实用、资料翔实准确、体例规范合理、表达简明扼要、使用方便快捷、经得起实践检验为目标，参阅大量的国内外资料，归纳和总结了勘察设计经验，经过几年的反复斟酌和锤炼，终于编撰完成《电力工程设计手册》。

《电力工程设计手册》依托大型电力工程设计实践，以国家和行业设计标准、规程规范为准绳，反映了我国在特高压交直流输变电、百万千瓦级超超临界燃煤机组、洁净煤发电、空冷机组等领域的最新设计技术和科研成果。手册分为火力发电工程、输变电工程和通用三类，共 31 个分册，3000 多万字。其中，火力发电工程类包括 19 个分册，内容分别涉及火力发电厂总图运输、热机通用部分、锅炉及辅助系统、汽轮机及辅助系统、燃气-蒸汽联合循环机组及附属系统、循环流化床锅炉附属系统、电气一次、电气二次、仪表与控制、结构、建筑、运煤、除灰、水工、化学、供暖通风与空气调节、消防、节能、烟气治理等领域；输变电工程类包括 4 个分册，内容分别涉及架空输电线路、电缆输电线路、换流站、变电站等领域；通用类包括 8 个分册，内容分别涉及电力系统规划、岩土工程勘察、工程测绘、工程水文气象、集中供热、技术经济、环境保护与水土保持、职业安全与职业卫生等领域。目前新能源发电蓬勃发展，编著单位将适时总结相关勘察设计经验，编撰有关新能源发电

方面的系列设计手册。

《电力工程设计手册》全面总结了现代电力工程设计的理论和实践成果，系统介绍了近年来电力工程设计的新理念、新技术、新材料、新方法，充分反映了当前国内外电力工程设计领域的重要科研成果，汇集了相关的基础理论、专业知识、常用算法和设计方法。全套书注重科学性、体现时代性、强调针对性、突出实用性，可供从事电力工程投资、建设、设计、制造、施工、监理、调试、运行、科研等工作的人员使用，也可供电力和能源相关教学及管理工作者参考。

《电力工程设计手册》的编撰和出版，凝聚了电力工程设计工作者的集体智慧，展现了当今我国电力勘察设计行业的先进设计理念和深厚技术底蕴。《电力工程设计手册》是我国第一部全面反映电力工程勘察设计成果的系列手册，且内容浩繁，编撰复杂，其中难免存在疏漏与不足之处，诚恳希望广大读者和专家批评指正，以期再版时修订完善。

在此，向所有关心、支持、参与编撰的领导、专家、学者、编辑出版人员表示衷心的感谢！

《电力工程设计手册》编辑委员会

2019年1月10日

前言

《火力发电厂锅炉及辅助系统设计》是《电力工程设计手册》系列手册之一。本书与本系列手册中的《火力发电厂热机通用部分设计》和《火力发电厂汽轮机及辅助系统设计》结合，覆盖了火力发电厂热机专业的主要设计内容。

热机专业是火力发电厂设计的龙头专业，涵盖燃煤发电厂三大主机中的锅炉和汽轮机，燃气-蒸汽联合循环发电厂四大主机中的燃气轮机、汽轮机和余热锅炉。近年来，随着全社会对电厂环保要求的日趋严格和对气候变化的日益关注，火电厂烟气污染物治理和二氧化碳减排的系统和设备也列入热机专业范围。从20世纪70年代起，相关电力设计院已编写了一些供内部使用的热机设计手册，但这些手册体系不尽完整，涉及的技术较为陈旧，设计手段相对落后。21世纪以来，火力发电厂的机组型式、参数和容量有了巨大发展，机组的节能、环保性能取得了长足进步，国家和行业组织对相关的法规、技术规范进行了大规模的修订和完善。因此，系统性地梳理热机专业设计方法，编撰一部全面反映近年来热机专业的新技术、新设备、新工艺、新规范的设计手册，对提高火力发电厂热机专业设计质量，提升设计水平，实现设计的标准化、规范化，促进绿色、高效、环保型火力发电厂建设将起到指导作用。

本书以实用为原则，对锅炉专业的所有设计工作进行了梳理和分解，主要包括各种类型锅炉的主要技术特点和招标采购的主要技术规范；锅炉辅助系统和烟气净化系统的设计原则、设计范围、常见设计方案、联锁条件、设计计算方法；各种炉型的锅炉岛主厂房的设备、管道布置设计；锅炉辅机设备的特点，选型原则及主要技术规范等。

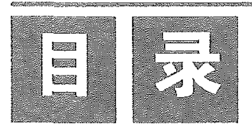
本书主编单位为中国电力工程顾问集团华东电力设计院有限公司，参加编写的单位有中国电力工程顾问集团东北电力设计院有限公司、中国电力工程顾问集团中南电力设计院有限公司、中国电力工程顾问集团西北电力设计院有限公司、中国电力工程顾问集团西南电力设计院有限公司、中国电力工程顾问集团华北电力设计院有限公司等。本书由叶勇健担任主编，负责总体框架设计、全书校核等统筹性工作，

并编写前言和第一、第二、第十五章；杨雪平编写第三章；吴东梅编写第四章；胡南、郭兆君编写第五章；邱艳、陈玉虹编写第六章；周振纲编写第七章；许振宇编写第八章；冯琰磊编写第九、第二十六、第二十七章；陈勇编写第十章；郑乐宇、华伟编写第十一章；朱来笛编写第十二、第二十八章；陈勇编写第十三章；顾欣编写第十四章；胡忠霞编写第十六、第三十、第三十二章；邓文祥编写第十七、第二十五章；段丽平编写第十八章；龙辉、秦学、黄晶晶、邓文祥、顾欣编写第二十章；陈建华、冯颖、王仕能、党楠编写第二十一章；姚向昱编写第二十二、第二十三、第三十一章；陶秋根、陈建华、王丽波编写第二十四章；叶勇健、顾欣、钟明慧、李吉祥编写第二十九章。

本书是供火力发电厂锅炉专业设计、施工、调试和运行管理人员使用的工具书，结合使用本书和本系列手册中的《火力发电厂热机通用部分设计》《火力发电厂汽轮机及辅助系统设计》，可使热机专业设计人员全面掌握本专业在火力发电厂前期工作、初步设计、施工图设计等各设计阶段的设计要求、设计技术和设计方法。本书也可作为新能源等其他行业从业人员的参考书，还可供高等院校热能动力专业的师生参考使用。

《火力发电厂锅炉及辅助系统设计》编写组

2019年1月



序言
总前言
前言

第一篇　锅炉本体及附属系统

第一章　基本概念……3
第一节　火力发电厂燃煤……3
一、煤种分类……3
二、煤的理化特性……3
第二节　锅炉本体……4
一、锅炉的分类……4
二、与锅炉运行相关的基本概念……5
第三节　锅炉辅助系统和辅机设备……5
第二章　锅炉效率……7
第一节　锅炉效率定义……7
一、广义锅炉效率……7
二、狭义锅炉效率……7
第二节　锅炉效率的计算边界……8
第三节　锅炉效率的计算……10
一、基准温度……10
二、输入能量……10
三、输出能量……12
四、锅炉各项热损失……13
五、以燃料高位发热量计算锅炉效率的简化换算公式……15
第四节　锅炉效率最低保证值……15
第三章　常规煤粉锅炉……16
第一节　锅炉主要汽水系统及部件……16
一、锅炉的水循环方式……16
二、省煤器……18
三、水冷壁……19
四、过热器和再热器……20
五、汽包……21
六、直流循环锅炉的启动系统……21
第二节　锅炉受热面及集箱材料……26
一、水冷壁材料……27
二、过热器及再热器材料……27
三、集箱及管道……28
第三节　炉膛及燃烧器……28
一、煤粉锅炉的炉膛……28
二、燃烧器及其布置……34
第四节　空气预热器……36
一、管式空气预热器……36
二、回转式空气预热器……38
第五节　锅炉本体附属设备……40
一、吹灰器……40
二、安全阀……41
第六节　国内主要制造厂一次再热超（超）临界锅炉特点……42
一、上海锅炉厂有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点……42
二、东方锅炉（集团）股份有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点……42
三、哈尔滨锅炉厂有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点……43
四、北京巴布科克·威尔科克斯有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点……43
第七节　主要技术规范……43
一、性能保证值……43
二、技术规范要点……44
第四章　W形火焰锅炉……46
第一节　W形火焰锅炉主要特点……46
一、W形火焰锅炉燃烧特点……46
二、W形火焰锅炉布置特点……46

第二节　锅炉主要汽水系统及部件 ……………47
一、超临界W形火焰锅炉启动系统 ………47
二、水冷壁系统 ………………………………48
第三节　炉膛及燃烧器 …………………………49
一、炉膛特征参数项的选取 …………………49
二、配风系统 …………………………………50
三、燃烧器……………………………………50
第四节　国内主要制造厂W形火焰锅炉特点 ……………………………………51
一、东方锅炉（集团）股份有限公司W形火焰锅炉特点 ………………………………51
二、北京巴布科克·威尔科克斯有限公司W形火焰锅炉特点 …………………………52
三、哈尔滨锅炉厂有限责任公司W形火焰锅炉特点 ……………………………………53
四、上海锅炉厂有限公司W形火焰锅炉特点…55
第五节　主要技术规范 …………………………55
一、性能保证值 ………………………………55
二、技术规范要点 ……………………………56

第五章　褐煤锅炉 ……………………………58

第一节　褐煤锅炉主要特点 ……………………58
一、褐煤………………………………………58
二、褐煤锅炉设计要点 ………………………59
第二节　炉膛及燃烧器 …………………………59
一、炉膛形式 …………………………………59
二、炉膛特征参数的选择 ……………………60
三、燃烧方式 …………………………………60
四、燃烧器……………………………………60
五、配风扇磨煤机褐煤锅炉特点 ……………61
六、防结渣措施 ………………………………61
第三节　高温炉烟管道 …………………………61
一、高温炉烟管道功能及分类 ………………61
二、高温炉烟管道技术特点 …………………61
第四节　典型褐煤锅炉案例 ……………………64
一、案例一：国内某电厂配风扇磨塔式锅炉 ……………………………………………64
二、案例二：国外某电厂褐煤锅炉 …………65
第五节　主要技术规范 …………………………66
一、性能保证值 ………………………………66
二、技术规范要点 ……………………………67

第六章　循环流化床锅炉 ……………………68

第一节　循环流化床锅炉工作原理 ……………68
一、循环流化床锅炉工作原理 ………………68
二、循环流化床流态化特征 …………………68
第二节　循环流化床锅炉结构特点 ……………72
一、锅炉结构特点 ……………………………72
二、国外典型循环流化床锅炉 ………………73
三、国内大型循环流化床锅炉 ………………74
第三节　循环流化床锅炉汽水系统 ……………82
一、循环流化床锅炉过热器和再热器的布置与调温方式 ………………………………82
二、阿尔斯通（ALSTOM）公司300MW亚临界循环流化床锅炉汽水系统 ………82
三、福斯特惠勒公司300MW亚临界循环流化床锅炉汽水系统 ……………………83
四、东锅300MW亚临界循环流化床锅炉汽水系统 ……………………………………83
五、国产350MW超临界循环流化床锅炉汽水系统 ……………………………………84
六、国产600MW超临界循环流化床锅炉汽水系统 ……………………………………86
第四节　主要技术规范 …………………………87
一、性能保证值 ………………………………87
二、技术规范要点 ……………………………89

第七章　燃油燃气锅炉…………………………92

第一节　燃油燃气锅炉发展现状及特点 ………92
一、燃油燃气锅炉发展现状 …………………92
二、国内主要制造厂燃油燃气锅炉特点 ……92
三、燃油燃气锅炉设计关注点 ………………95
第二节　主要技术规范 …………………………96
一、性能保证值 ………………………………96
二、技术规范要点 ……………………………97

第八章　燃气–蒸汽联合循环余热锅炉及附属系统 ……………………………100

第一节　余热锅炉的类型 ………………………100
一、按循环方式分类 …………………………100
二、按受热面布置方式分类 …………………100
三、按产生蒸汽的压力等级分类 ……………101
第二节　主要参数选取 …………………………101
一、余热锅炉节点温差和接近点温差 ………101
二、余热锅炉的蒸汽压力和蒸汽温度 ………101
三、余热锅炉的排烟温度 ……………………102
四、余热锅炉末端热交换器进水温度 ………102
五、燃气–蒸汽联合循环机组匹配原则 ………102
第三节　汽水系统及部件 ………………………102
一、蒸汽系统及部件 …………………………103
二、给水系统及设备 …………………………104
三、汽水系统选择 ……………………………105
第四节　国内主要制造厂余热锅炉特点 ………105
一、杭州锅炉集团股份有限公司余热锅炉特点 ……………………………………105

二、上海锅炉厂有限公司余热锅炉特点……106
三、哈尔滨锅炉厂有限公司余热锅炉特点……106
第五节 主要技术规范……106
一、性能保证值……106
二、技术规范要点……106

第二篇 系统设计及布置

第九章 直吹式制粉及送粉系统设计……111
第一节 系统说明……111
一、设计范围和系统功能……111
二、对原始输入条件的基本要求……111
三、煤的基本特性……112
四、煤粉的特性……114
五、制粉系统及磨煤机形式的选择……119
六、制粉系统设计参数的确定……120
七、防爆设计……121
八、系统运行说明……124
第二节 常见系统设计方案……126
一、中速磨直吹式制粉系统……126
二、双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统……127
三、双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统……127
四、典型系统流程图……128
第三节 联锁条件……128
一、烟风、制粉系统联络保护……128
二、磨煤机的联锁条件……128
三、给煤机的联锁条件……128
四、密封风机的联锁条件……133
第四节 设计计算……133
一、原煤仓……133
二、制粉系统热力计算……135
第五节 设备选型……141
一、主要磨煤机形式……141
二、磨煤机数量和出力裕量的选择……141
三、磨煤机设备选型计算……142
四、磨煤机能耗、磨损特性、通风量、阻力特性……149
五、给煤机设备选型……151
六、中速磨制粉系统辅助设备……152
第十章 中间储仓式制粉及送粉系统设计……154
第一节 系统说明……154
一、设计范围和系统功能……154
二、对原始输入条件的基本要求……154
三、煤和煤粉的特性……155
四、制粉系统设计参数的确定……155
五、防爆设计……155
六、系统运行说明……156
第二节 常见系统设计方案……158
一、中间储仓式热风送粉制粉系统……159
二、中间储仓式乏气送粉制粉系统……159
三、中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉制粉系统……159
四、中间储仓式开式制粉系统……160
五、典型的系统流程图……160
第三节 联锁条件……162
第四节 设计计算……163
一、原煤仓和煤粉仓……163
二、中间储仓式制粉系统热力计算……163
第五节 设备选型……167
一、钢球磨煤机……167
二、给煤机……171
三、排粉风机……171
四、粗粉分离器……172
五、细粉分离器……173
六、给粉机……173
七、输粉机……174
第十一章 风扇磨直吹式制粉及送粉系统设计……176
第一节 系统说明……176
一、设计范围和系统功能……176
二、对原始输入条件的基本要求……176
三、煤和煤粉的特性……176
四、制粉系统的选择……176
五、制粉系统设计参数的确定……177
六、防爆设计说明……177
七、系统运行说明……178
第二节 常见系统设计方案……181
一、风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统……181
二、风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统……183
第三节 风扇磨煤机联锁条件……186
一、制粉系统正常运行工况……186
二、制粉系统启动工况……186

三、制粉系统停运工况 …………………… 187
第四节　设计计算 …………………… 187
一、原煤仓 …………………… 187
二、风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统热力计算 …………………… 187
三、风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统热力计算 …………………… 193
第五节　设备选型 …………………… 199
一、风扇磨煤机数量和出力选择 …………………… 199
二、风扇磨煤机选型计算 …………………… 199
三、MB 型和 DGS 型风扇磨煤机参数表 …… 202
四、给煤机设备选型 …………………… 203
五、冷烟风机设备选型 …………………… 203
六、高温炉烟设计选型 …………………… 203
七、风扇磨煤机附属设备选型 …………………… 204

第十二章　空气系统设计（直吹式）…… 205

第一节　系统说明 …………………… 205
一、设计范围和系统功能 …………………… 205
二、对原始输入条件的基本要求 …………………… 205
三、设计参数的确定 …………………… 206
四、防爆设计 …………………… 206
五、系统运行说明 …………………… 206
第二节　常见系统设计方案 …………………… 207
第三节　联锁条件 …………………… 208
一、一次风系统联锁说明 …………………… 208
二、二次风系统联锁说明 …………………… 209
第四节　设计计算 …………………… 209
一、燃料耗量计算 …………………… 209
二、1kg 煤燃烧的风量计算 …………………… 210
三、锅炉燃烧风量的平衡 …………………… 211
四、空气预热器进风加热系统的热力计算 …………………… 211
第五节　设备选型 …………………… 214
一、风机的选取 …………………… 214
二、风机的选型计算 …………………… 214
三、风机的电动机功率计算 …………………… 217

第十三章　空气系统设计（中间储仓式）…………………… 219

第一节　系统说明 …………………… 219
一、设计范围和系统功能 …………………… 219
二、对原始输入条件的基本要求 …………………… 219
三、煤和煤粉的特性 …………………… 220
四、燃烧系统设计参数的确定 …………………… 220
五、防爆设计 …………………… 220
六、系统运行说明 …………………… 220
第二节　常用系统设计方案 …………………… 221
一、中间储仓式三分仓空气预热器热风送粉燃烧系统 …………………… 221
二、中间储仓式二分仓空气预热器乏气送粉燃烧系统 …………………… 221
三、中间储仓式二分仓空气预热器热风送粉燃烧系统 …………………… 223
四、典型的系统流程图 …………………… 223
第三节　联锁条件 …………………… 223
第四节　设计计算 …………………… 224
一、燃料消耗量和燃烧产生的烟空气量计算 …………………… 224
二、燃烧系统中的风量平衡和风量协调 … 224
三、燃烧系统中的风量的平衡原则 …………………… 225
四、锅炉机组整体空气的计算 …………………… 227
第五节　设备选型参数 …………………… 227
一、送风机 …………………… 227
二、一次风机 …………………… 228

第十四章　烟气系统设计 …………………… 229

第一节　系统说明 …………………… 229
一、设计范围和系统功能 …………………… 229
二、对原始输入条件的基本要求 …………………… 229
三、设计参数的确定 …………………… 230
四、运行说明 …………………… 231
第二节　常见系统设计方案 …………………… 232
一、典型烟气系统 …………………… 232
二、烟气系统配置的基本要求 …………………… 234
第三节　联锁条件 …………………… 235
一、空气预热器的联锁条件 …………………… 235
二、引风机的联锁条件 …………………… 235
第四节　设计计算 …………………… 235
一、锅炉炉膛出口烟气量计算 …………………… 235
二、锅炉机组整体烟气量计算 …………………… 238
三、烟气露点温度 …………………… 238
四、烟气净化系统的烟气量和热力计算 … 240
五、增湿烟气热力特性的计算 …………………… 241
第五节　设备选型 …………………… 243
一、引风机选择 …………………… 243
二、除尘器选择 …………………… 244
第六节　烟囱 …………………… 246
一、烟囱的选择 …………………… 246
二、内筒防腐 …………………… 249

第十五章　烟气余热利用系统设计 ……… 250

第一节　系统说明 …………………… 250

第二节　常见系统设计方案……250
一、低温省煤器方案……250
二、烟气余热二元利用方案……254
三、烟气余热梯级利用方案……255
第三节　联锁条件……258
一、等效焓降基本概念……259
二、加热器的热平衡方程……259
三、抽汽等效焓降的计算过程……260
四、各级抽汽的等效焓降 H_j 和抽汽效率 η_j 的计算……261
五、新蒸汽的等效焓降……262
六、再热机组的等效焓降……262
七、低温省煤器方案的经济性计算……263
第四节　烟气余热利用对锅炉效率和汽轮机热耗计算的影响……263
一、"收益归机"的锅炉效率、汽轮机热耗率计算原则……263
二、"收益归炉"的锅炉效率、汽轮机热耗计算原则……264

第十六章　锅炉本体疏放水系统设计……265

第一节　系统说明……265
一、设计范围和系统功能……265
二、对原始输入条件的基本要求……265
第二节　常见系统设计方案……265
一、汽包锅炉……265
二、直流锅炉……268
第三节　联锁条件……273
一、汽包锅炉的联锁……273
二、直流锅炉的联锁……273
第四节　设计计算……274
一、上升速度法……274
二、蒸发强度法……274
三、蒸发强度法和上升速度法比较……275
四、典型机组定排污扩容器容积……275
第五节　设备选型……275
一、扩容器……275
二、疏水回收泵……276

第十七章　燃油系统设计……278

第一节　系统说明……278
一、设计范围和系统功能……278
二、对原始输入条件的基本要求……278
三、燃油的基本特性……278
四、油系统设计要求……279
五、防爆设计……287
六、系统运行说明……287
第二节　常见系统设计方案……288
一、轻油系统……288
二、重油系统……288
第三节　联锁条件……291
一、燃油电磁快关门开启条件……291
二、回油再循环门开启条件……291
三、油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）……291
四、轻油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）……291
五、燃油电磁快关门跳闸条件……291
六、油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）……291
七、轻油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）……291
第四节　设计计算……291
一、燃油管道设计要求……291
二、燃油系统设计出力计算……292
三、燃油管道阻力计算……292
第五节　设备选型……294
一、供油泵……294
二、卸油泵……295

第十八章　天然气供应系统设计……296

第一节　系统说明……296
一、设计范围和系统功能……296
二、对原始输入条件的基本要求……296
三、天然气基本特性……296
四、设计参数选取……296
第二节　常见系统设计方案……297
一、主管道系统……297
二、放散系统……298
三、氮气系统……299
四、排污系统……299
五、常见设计方案……299
第三节　联锁条件……299
第四节　设计计算……299
一、管道材料确定……299
二、管径计算……303
三、壁厚计算……304
四、算例……304
第五节　设备及管道组成件选型……304
一、天然气增压机……304
二、天然气过滤装置……305
三、天然气流量计……305

四、阀门及其他 …… 305
第六节 防爆设计 …… 305
一、释放源级别 …… 305
二、天然气防爆区域划分 …… 306
三、天然气系统防爆设计 …… 306
第七节 天然气管道设计 …… 306
一、管道布置 …… 306
二、管道保温、油漆及防腐 …… 306
第八节 检验与试验 …… 307
第十九章 压缩空气系统设计 …… 308
第一节 系统说明 …… 308
一、系统设计范围 …… 308
二、原始输入条件的基本要求 …… 308
三、压缩空气的品质要求 …… 308
四、系统设计参数确定 …… 308
五、系统运行说明 …… 309
第二节 常见系统设计方案 …… 309
一、设计原则 …… 309
二、仪用、厂用压缩空气合并系统设计方案 …… 309
三、仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统设计方案 …… 309
四、主厂房压缩空气系统设计 …… 311
第三节 联锁条件 …… 311
一、仪用、厂用两种压缩空气合并系统联锁条件 …… 311
二、仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统联锁条件 …… 312
第四节 设计计算 …… 312
一、排气量计算 …… 312
二、压缩空气管路管径计算 …… 312
三、储气罐总容积计算 …… 313
第五节 设备及管道组成件选型 …… 313
一、空气压缩机的选型及配置 …… 313
二、空气干燥装置的选型及配置 …… 314
三、储气罐的选型及配置 …… 314
四、管道组成件选型 …… 314
第二十章 烟气治理系统设计 …… 316
第一节 脱硫系统 …… 316
一、石灰石–石膏湿法脱硫系统 …… 316
二、海水脱硫系统 …… 338
第二节 脱硝系统 …… 346
一、脱硝系统类型 …… 346
二、SNCR 脱硝工艺 …… 347
三、SCR 脱硝工艺 …… 351
四、液氨储存及制备工艺 …… 363
五、尿素制氨工艺 …… 370
第三节 烟气脱汞系统设计 …… 377
一、汞形成机理 …… 377
二、脱汞主要技术路线 …… 378
第四节 二氧化碳脱除系统 …… 381
一、燃烧前捕集技术 …… 381
二、燃烧后捕集技术 …… 382
三、富氧燃烧技术 …… 385
四、二氧化碳封存和利用 …… 389
第五节 烟气协同治理系统设计 …… 390
一、系统说明 …… 390
二、主要设计原则 …… 394
三、设计计算 …… 396
四、主要设备 …… 397
第二十一章 循环流化床锅炉系统设计 …… 399
第一节 系统说明 …… 399
一、煤筛碎系统 …… 399
二、给煤及床料系统 …… 399
三、烟风系统 …… 400
四、锅炉燃油系统 …… 400
五、底渣冷却和输送系统 …… 401
六、石灰石粉制备和输送系统 …… 401
七、锅炉紧急补水系统 …… 402
第二节 常见系统设计方案 …… 402
一、煤筛碎系统 …… 402
二、给煤及给料系统 …… 403
三、烟风系统 …… 410
四、锅炉燃油系统 …… 411
五、底渣冷却和输送系统 …… 414
六、石灰石粉制备和输送系统 …… 415
七、锅炉紧急补水系统 …… 417
第三节 联锁条件 …… 417
一、煤筛碎系统 …… 417
二、给煤及床料系统 …… 417
三、烟风系统 …… 418
四、锅炉燃油系统 …… 422
五、底渣冷却和输送系统 …… 422
六、石灰石粉制备和输送系统 …… 423
七、锅炉紧急补水系统 …… 423
第四节 设备选型 …… 424
一、煤筛碎系统主要设备选型 …… 424
二、给煤及床料系统主要设备选型 …… 425
三、烟风系统主要设备选型 …… 429

四、锅炉燃油系统主要设备选型 ……… 431
五、底渣冷却和输送系统主要设备选型 … 431
六、石灰石制备和输送系统主要设备选型 ……… 433
七、锅炉紧急补水系统主要设备选型 …… 435

第二十二章 空气动力计算 ……… 436

第一节 一般规定……… 436
一、烟风系统空气动力计算的一般规定 ……… 436
二、制粉系统空气动力计算的一般规定 ……… 437
第二节 烟风系统……… 438
一、介质流速的选择 ……… 438
二、烟风道的摩擦阻力 ……… 438
三、烟风道的局部阻力 ……… 440
四、设备阻力……… 453
五、自身通风……… 453
六、烟囱阻力……… 454
七、算例……… 455
第三节 制粉系统……… 456
一、制粉系统介质流速的选择 ……… 456
二、制粉系统管道的摩擦阻力 ……… 456
三、管路元件的局部阻力 ……… 457
四、设备和部件的阻力 ……… 461
五、煤粉提升的压头损失 ……… 462
六、煤或煤粉的加速损失 ……… 462
七、气体入口处负压和入口阻力 ……… 462
八、自生通风……… 462
九、阻力计算例题……… 462

第二十三章 烟风煤粉管道设计 ……… 464

第一节 设计参数……… 464
一、介质设计压力……… 464
二、介质设计温度……… 465
三、设计荷载……… 466
四、介质流速……… 471
第二节 管道规格和材料 ……… 472
一、管道规格……… 472
二、管道材料……… 475
第三节 管道布置……… 477
一、一般规定……… 477
二、烟道……… 479
三、冷风道……… 480
四、热风道……… 481
五、原煤管道……… 481
六、制粉管道 ……… 482
七、送粉管道 ……… 483
第四节 道体及加固肋设计 ……… 484
一、矩形道体及加固肋设计 ……… 484
二、圆形道体及加固肋设计 ……… 498
第五节 异形件优化选型 ……… 500
一、一般规定 ……… 500
二、矩形管道弯头 ……… 500
三、变径管 ……… 502
四、三通 ……… 503
五、联箱及风箱 ……… 504
第六节 零件和部件 ……… 504
一、零件 ……… 504
二、部件 ……… 505
三、风门 ……… 506
四、补偿器 ……… 506
五、防爆门 ……… 507
第七节 防爆措施 ……… 508
一、一般规定 ……… 508
二、系统配置及防爆设计压力 ……… 509
三、原煤仓 ……… 510
四、煤粉仓 ……… 510
五、煤和制粉系统管道设计 ……… 510
六、防爆门设置要求 ……… 511
第八节 支吊架设计 ……… 512
一、一般规定 ……… 512
二、支吊架选型 ……… 512
三、支吊架荷载计算 ……… 513
第九节 算例 ……… 514
一、加固肋选型计算 ……… 514
二、烟道防爆设计压力计算 ……… 516

第二十四章 燃煤电厂锅炉岛主厂房布置 ……… 518

第一节 总体布置原则 ……… 518
第二节 主要设备布置要求及方案 ……… 518
一、原煤仓的布置 ……… 518
二、磨煤机的布置 ……… 519
三、给煤机的布置 ……… 520
第三节 煤粉炉锅炉岛布置 ……… 524
一、前煤仓布置 ……… 524
二、侧煤仓布置 ……… 538
三、W形火焰锅炉布置注意事项 ……… 552
四、风扇磨煤机锅炉岛主厂房布置方案 … 553
第四节 循环流化床锅炉岛主厂房布置 …… 560
一、循环流化床锅炉岛主厂房布置设计 … 560
二、典型布置方案 ……… 565

第二十五章　燃油系统设备及管道布置……573
第一节　卸油区布置设计……573
第二节　油罐区的布置设计……573
一、罐区地上油罐之间的间距要求……573
二、油罐区内建（构）筑物设施之间的防火间距……573
三、油罐区典型布置……576
四、油罐区的其他布置要求……576
第三节　油泵房布置设计……576
一、油泵房典型布置……576
二、油泵房布置要求……576
第四节　燃油系统管道布置及吹扫……577
第五节　燃油设备管道防雷接地……578

第三篇　主要辅助设备

第二十六章　给煤机……581
第一节　给煤机分类……581
第二节　称重式给煤机……581
一、工作原理和结构特点……581
二、性能参数……581
三、主要技术规范……584
第三节　刮板式给煤机……585
一、工作原理和结构特点……585
二、性能参数……585
三、主要技术规范……585
第二十七章　磨煤机……587
第一节　磨煤机分类……587
第二节　钢球磨煤机……587
一、工作原理和结构特点……587
二、性能参数……588
三、主要技术规范……588
第三节　双进双出钢球磨煤机……590
一、工作原理和结构特点……590
二、性能参数……591
三、主要技术规范……593
第四节　中速磨煤机……595
一、工作原理和结构特点……596
二、性能参数……596
三、主要技术规范……604
第五节　风扇磨煤机……606
一、工作原理和结构特点……606
二、性能参数……606
三、主要技术规范……608
第二十八章　风机……610
第一节　风机分类……610
第二节　离心风机……610
一、工作原理和结构特点……610
二、性能参数……611
三、主要技术规范……612
第三节　静叶可调轴流式风机……613
一、工作原理和结构特点……613
二、性能参数……614
三、技术规范……614
第四节　动叶可调轴流式风机……615
一、工作原理和结构特点……615
二、性能参数……618
三、技术规范……618
第五节　罗茨风机……620
一、工作原理和结构特点……620
二、性能参数……620
三、技术规范……620
第二十九章　除尘器……622
第一节　干式静电除尘器……622
一、工艺原理及特点……622
二、典型结构……624
三、重要技术参数……626
四、主要技术规范……631
第二节　袋式除尘器……633
一、工作原理及特点……633
二、典型结构……634
三、重要技术参数……637
四、主要技术规范……638
第三节　电袋除尘器……640
一、工艺原理……640
二、典型结构……641
三、主要技术规范……642
第四节　湿式电除尘器……645
一、工艺原理……645
二、典型结构……648
三、重要技术参数……649
四、主要技术规范……650

第三十章　燃油设备……652
第一节　油罐……652
一、油罐的种类和应用……652
二、油罐的加热……652
三、油罐附件……653
四、罐保温……661
五、典型油罐……661
第二节　油泵……661
一、常用油泵……661
二、主要技术规范……662
第三节　燃油加热器……663
一、常用加热器……663
二、主要技术规范……667
第四节　油处理设备……667
一、过滤器……667
二、污油处理设备……667
第三十一章　节油点火设施……670
第一节　等离子点火……670
一、工作原理及适用条件……670
二、等离子发生器……670
三、等离子燃烧器……670
四、加热及制粉系统……671
五、载体工质（空气）系统……673
六、主要技术规范……673
第二节　微油点火……675
一、工作原理及适用条件……675
二、小油枪及煤粉燃烧器……675
三、加热及制粉系统……675
四、油及压缩空气系统……675
五、助燃风系统……676
六、主要技术规范……676
第三十二章　辅助锅炉及辅机设备……678
第一节　辅助锅炉的选型原则……678
一、辅助锅炉本体……678
二、辅机设备……680
第二节　燃煤辅助锅炉及其辅机设备……680
一、系统设计……680
二、布置方案与安装……681
三、设备明细……681
四、主要技术规范……681
第三节　燃油、燃气辅助锅炉及其辅机设备……684
一、系统……684
二、布置与安装方案……685
三、设备明细……685
四、主要技术规范……685
第三十三章　空气压缩机……690
第一节　螺杆式空气压缩机……690
一、工作原理……690
二、结构特点……691
三、性能参数……691
四、主要技术规范……692
第二节　离心式空气压缩机……693
一、工作原理……693
二、结构特点……693
三、性能参数……694
四、主要技术规范……694
主要量的符号及其计量单位……695
参考文献……696



第　一　篇

锅炉本体及附属系统



第一章

基 本 概 念

本章主要介绍锅炉及其附属系统的一些基本概念和名词解释，涉及燃煤、锅炉本体及锅炉运行、锅炉辅机。

第一节　火力发电厂燃煤

火力发电厂的燃料主要包括煤、燃油、天然气。煤是我国火电厂使用最广泛的燃料。

一、煤种分类

由GB/T 5751—2009《中国煤炭分类》知，根据煤化程度（主要是无灰干燥基的挥发分）将煤炭划分为无烟煤、烟煤和褐煤。火力发电厂对煤粉锅炉用煤通常按无烟煤、贫煤、烟煤、褐煤进行划分。煤各指标的等级评定是根据GB/T 7562《商品煤质量发电煤粉锅炉用煤》评定的。我国其他有关煤质分级划分的标准有：GB/T 15224.1《煤炭质量分级　第1部分：灰分》、GB/T 15224.2《煤炭质量分级　第2部分：硫分》、GB/T 15224.3《煤炭质量分级　第3部分：发热量》，以及煤炭行业标准MT/T 849《煤的挥发分产率分级》、MT/T 850《煤的全水分分级》、MT/T 853.1《煤灰软化温度分级》。

美国有关煤质分级划分的标准有ASTM/D 388《煤分级的标准分类（Standard Classification of Coals by Rank）》。

各煤种的定义及特点如下。

1. 无烟煤

无烟煤是生成年龄最老的煤种。其挥发分低（通常挥发分V_{daf}<10%），着火困难，不易燃尽。但由于其灰分、水分含量较少（通常灰分A_{ar}=6%～25%，水分M_{ar}=1%～5%），所以其发热量一般较高（通常发热量$Q_{net,ar}$=21000～30000kJ/kg）。在无烟煤燃烧方面难度最大的是超低挥发分无烟煤（V_{daf}≤6.5%）。

2. 贫煤

贫煤挥发分略高于无烟煤（通常V_{daf}=10%～20%），发热量一般也低于无烟煤，其性能介于无烟煤和烟煤之间。贫煤一般着火也比较困难。

3. 烟煤

烟煤挥发分含量较高，范围也较广（通常V_{daf}=20%～40%，A_{ar}=7%～30%，M_{ar}=8%～20%，$Q_{net,ar}$=20000～30000kJ/kg），有一部分烟煤含灰量又较大，A_{ar}达40%以上，发热量低于16700kJ/kg，称为劣质烟煤。

烟煤各成分适中，是较好的动力用煤。它的着火稳定性好，但是对于低灰熔融温度的烟煤（软化温度ST<1250℃），设计和运行时要慎重考虑其防渣问题。烟煤中的次烟煤是指恒湿无灰基高位发热量大于或等于20MJ/kg且小于24MJ/kg的低阶煤。对于部分发热量较低的劣质烟煤，着火稳定性和燃烧效率仍是设计和运行中要重点解决的问题。

4. 褐煤

褐煤是“最年轻”的煤种，V_{daf}≥37%。褐煤水分，灰分较高，因而发热量较低（通常$Q_{net,ar}$=12000～18000kJ/kg）。褐煤中水分M_{ar}=40%～60%以上者可称为高水分褐煤；灰分A_{ar}=35%～50%者可称为高灰分褐煤。褐煤的另一个特点是含氧量高（通常O_{ar}=8%～12%），因而容易自燃。褐煤在大气中容易失去水分和机械强度，变成碎屑状。

褐煤燃烧中需要注意的问题是防止由于灰熔融温度低（一般ST<1200℃）而造成的燃烧结渣。

5. 硬煤

硬煤是烟煤和无烟煤的总称，指恒湿无灰基高位发热量大于或等于24MJ/kg，或恒湿无灰基高位发热量小于24MJ/kg，但镜质组平均随机反射大于或等于0.6%的煤。GB/T 5751—2009《中国煤炭分类》中没有将硬煤单独作为一种煤种列出。

二、煤的理化特性

煤的理化特性对于锅炉选型设计、锅炉辅机的选型设计及燃烧、制粉、除灰、运煤、脱硫等系统的设计和设备配置有很大影响。煤的主要理化特性如下。

1. 煤的主要成分

煤的成分主要由碳、氢、氧、氮、硫五种元素及水分、灰分等组成，这些成分都以质量分数计算，其总和为100%。

2. 煤可磨性指数

煤可磨性指数是表征煤被研磨成煤粉的难易程度的指数。可磨性指数通常用质量相等的标准煤样由相同的初始粒度磨制成细度相同的煤粉时所消耗能的比值来表示，或者将相同质量的煤样在消耗相同的能量下进行磨粉所得到的煤粉细度与标准煤的煤粉细度的对数比而得到。

3. 煤磨损指数

煤磨损指数是表征煤在破碎和制粉过程中对金属研磨部件磨蚀强烈程度的指数。煤的磨损性按 DL/T 465《煤的冲刷磨损指数试验方法》测定，得到煤的冲刷磨损指数 K_e，也可按 GB/T 15458《煤的磨损指数测定方法》，得到煤的旋转磨损指数 AI。

4. 煤粉细度

煤粉细度是煤粉中一定粒级范围内的颗粒所占的质量分数，通常按规定方法用标准筛进行筛分。

5. 煤粉均匀性指数

煤粉均匀性指数是表示煤粉中不同粒度颗粒分布均匀程度的指数。

6. 煤成分的分析基准

煤成分的分析常用的基准有收到基（以下角标“ar”表示）、空气干燥基（以下角标“ad”表示）、干燥基（以下角标“d”表示）、干燥无灰基（以下角标“daf”表示）。

7. 煤的发热量

煤的发热量有高位发热量 Q_{gr} 和低位发热量 Q_{net} 两种。高位发热量是指 1kg 煤完全燃烧时放出的全部热量，包含烟气中水蒸气凝结时放出的热量。低位发热量是指在 1kg 煤完全燃烧时放出的全部热量中扣除水蒸气和氢燃烧生成的水的汽化潜热后所得的热量。煤在锅炉中燃烧后排烟温度一般高于 100℃，烟气中的水蒸气不可能凝结下来，这样就带走了一部分汽化潜热。

8. 煤的着火、燃尽特性

煤粉的着火、燃尽性能表示煤粉在炉膛中、在规定的燃烧条件下被燃烧着火以及燃尽的难易程度。

9. 煤灰的结渣特性

煤灰的结渣特性指煤燃烧后形成的煤灰结渣及结焦的难易程度，它主要决定于煤灰的特性和煤灰的含量。判断煤灰的结渣特性有很多种方法，可归纳为“煤灰熔融特性指标”和“煤灰成分判别指数”两大类。当某种煤的煤灰结渣特性强而且灰含量又大时，则此煤的结渣性最强。

第二节　锅　炉　本　体

锅炉是火力发电厂的重要设备，主要分为锅内部分和炉内部分。锅内部分的作用是将燃料中的化学能通过燃烧转换为蒸汽的热能，炉内部分的作用是将输入锅炉的给水由锅炉受热面，通过辐射、传导和对流的手段吸收燃料的热能，并向汽轮机或其他设备输出高温、高压的蒸汽。

一、锅炉的分类

电站锅炉按循环方式可分为自然循环锅炉、控制循环锅炉和直流锅炉；按燃烧方式可分为煤粉锅炉、循环流化床锅炉和余热锅炉；按排渣方式可分为固态排渣锅炉和液态排渣锅炉；按炉型（即锅炉受热面总体布置方式）可分为Π形锅炉、塔式锅炉和T形锅炉。

1. 按循环方式分类

（1）自然循环锅炉。自然循环锅炉是工质依靠锅炉下降管中的水与上升管中汽水混合物之间的密度差进行循环，且水相与蒸汽相在汽包中分离的一种锅炉。

（2）控制循环锅炉。控制循环锅炉也称为强制循环锅炉，是主要依靠下降管和上升管之间装设的炉水循环泵压头推动水循环的汽包锅炉。

（3）直流锅炉。直流锅炉是受给水泵压头的作用，工质按顺序依次通过加热段、蒸发段和过热段等各级受热面而产生额定参数蒸汽的锅炉。

2. 按燃烧方式分类

（1）煤粉锅炉。煤粉锅炉以磨煤机磨制的煤粉为燃料的锅炉，它是电站锅炉中最常见的一种锅炉，具有燃烧效率高的优点。W形火焰锅炉是煤粉锅炉的一种，燃烧器同时布置在前后墙的炉拱上，构成W形火炬。

（2）循环流化床锅炉。循环流化床锅炉是一种固体燃料颗粒在燃烧过程中由上升的气流保持悬浮状态的锅炉。循环流化床锅炉可分为常压循环流化床锅炉和增压循环流化床锅炉。常压循环流化床锅炉是采用炉内烟气为常压（接近于大气压力）的流化床燃烧技术的锅炉，通常又可分为常压鼓泡循环流化床锅炉和常压循环流化床锅炉两类。增压循环流化床锅炉是采用炉内烟气为增压（指几个或十几个大气压力）的流化床燃烧技术的锅炉，也可分为增压鼓泡循环流化床锅炉和增压循环流化床锅炉两类。

（3）余热锅炉。余热锅炉是利用燃气轮机排烟的热产生蒸汽或热水的设备，与其他锅炉不同，余热锅炉内部通常不进行燃烧。但是，补燃型余热锅炉除外，它除了利用燃气轮机排烟余热外，还带有燃烧器，可通过直接燃烧燃气一同产生蒸汽或热水。

3. 按排渣方式分类

（1）固态排渣锅炉。炉渣呈固态块状从炉底排渣口排出的锅炉。

（2）液态排渣锅炉。炉渣呈熔融状态从炉底排渣口流出的锅炉。

4. 按炉型分类

（1）Π 形锅炉。Π 形锅炉的炉膛及受热面布置由烟气垂直上行的炉膛及其出口水平烟道和下行对流烟道三部分组成，类似于希腊字母“Π”的结构。

（2）塔式锅炉。塔式锅炉的结构是下部为炉膛，上部为各级过热器、再热器和省煤器受热面的塔型结构，受热面出口烟道折返向下，称为第二烟道，与空气预热器相连。第二烟道内不布置任何受热面。有的锅炉在第二烟道内布置少量受热面，称为半塔式锅炉。

（3）T 形锅炉。T 形锅炉由垂直上行炉膛及其出口左右两侧对称布置的水平烟道成“T”形结构，再分别和下行对流烟道组成。

二、与锅炉运行相关的基本概念

与锅炉运行相关的基本概念包括锅炉负荷的各种定义、锅炉本体的运行控制等。相关概念和定义简述如下。

（1）锅炉额定出力（BRL）。锅炉在额定蒸汽参数及给水温度条件下，与汽轮发电机组额定出力（TRL）工况相匹配的锅炉输出功率。

（2）锅炉最大连续出力（BMCR）。锅炉与汽轮机最大功率（VWO）相匹配而规定的最大连续输出功率。

（3）锅炉最低稳燃负荷。锅炉不投辅助燃料助燃的最低稳定燃烧负荷，常用其与锅炉最大连续出力之比表示，即：

最低稳燃负荷率=（不投辅助燃料的最低稳燃负荷/BMCR）×100%

（4）锅炉总燃料跳闸（MFT）。当发电机组出现危及机组安全的危险工况时，切断所有入炉燃料，包括点火器的燃料，它是炉膛安全监控系统主要功能的一部分。

（5）单侧辅机故障减负荷运行（RB）。单侧辅机故障减负荷运行是针对机组主要辅机故障采取的控制措施。单侧辅机故障减负荷运行是指双列设置的主要辅机（如送风机、引风机、给水泵）中的一列发生故障而退出工作、机组不能带当前负荷时，快速降低机组负荷的措施，也可以引申为对于多台主要辅机（如磨煤机）其中一台发生故障而解列时快速降低机组负荷的运行方式。

（6）机组快速减负荷（FCB）。机组快速减负荷是指汽轮机组在高于某一负荷之上运行时，因内部或外部电网故障，与电网解列，甩掉全部对外供电负荷并保持锅炉在最低负荷运行，维持发电机带厂用电运行的自动控制功能；或汽轮机或发电机解列时，锅炉不停运的一种控制措施。根据 FCB 机组的不同运行要求，可分为两种不同的运行方式：5% FCB，是机组带厂用电单独运行的方式；0% FCB，是停机不停炉的运行方式。

（7）炉膛安全监控系统（FSSS）。炉膛安全监控系统是保证锅炉燃烧系统中各设备按规定的操作顺序和条件安全启停、切投，并能在危急工况下迅速切断进入锅炉炉膛的全部燃料（包括点火燃料），防止爆燃、爆炸、内爆等破坏性事故发生，以保证炉膛安全的保护和控制系统。炉膛安全监控系统包括炉膛安全系统和燃烧器控制系统。

（8）锅炉燃烧器控制系统。锅炉燃烧器控制系统是根据指令或锅炉负荷变化的要求，按照规定的操作顺序和条件启停、切投锅炉点火系统或燃烧器的控制系统。在中间储仓式制粉系统中单个或成对地切投燃烧器；在直吹式制粉系统中控制一台磨煤机及辅助设备的启停。

第三节 锅炉辅助系统和辅机设备

锅炉的主要辅助系统包括锅炉燃烧系统、制粉系统、点火及助燃油系统（对于燃煤锅炉）、锅炉燃油系统（对于燃油锅炉）、烟气净化系统等。与辅助系统相关的辅机设备有风机、磨煤机、除尘器、脱硫吸收塔等。相关概念和定义简述如下。

1. 直吹式制粉系统

从磨煤机（一般是中速磨煤机、双进双出钢球磨煤机或风扇磨煤机）引出的携带合格细度煤粉的气粉两相流体作为一次风，直接通过数个燃烧器吹入炉膛燃烧的系统称为直吹式制粉系统。

2. 储仓式制粉系统

从磨煤机（一般是钢球磨煤机）引出的携带合格细度煤粉的气粉两相流体借助细粉分离器将 85%～90%的煤粉量分离出来进入煤粉储仓，再从煤粉储仓用多台给粉机分别将煤粉注入相应的一次风管输送给各燃烧器的系统称为储仓式制粉系统。

3. 一次风机

一次风机向锅炉提供携带锅炉燃煤和燃烧所需的空气。对于普通煤粉锅炉，300MW 及以上容量机组的一次风机宜采用动叶可调轴流式风机。

4. 送风机

送风机向锅炉提供维持燃料燃烧所需的大部分空气。对于普通煤粉锅炉，300MW 及以上容量机组的送风机宜采用动叶可调轴流式风机。

5. 引风机

引风机将锅炉燃烧产物——烟气从锅炉尾部吸出，并经烟气净化设备和烟囱排入大气，引风机亦称吸风机。300MW及以上容量机组的送风机宜采用动叶可调轴流式风机。

6. 脱硫增压风机

脱硫增压风机是在引风机后设置的用以克服烟气脱硫装置阻力的风机，300MW及以上容量机组的脱硫增压风机宜采用动叶可调或静叶可调轴流式风机。对于不设置脱硫旁路烟道的机组，往往将脱硫增压风机与引风机合并，取消脱硫增压风机，由引风机实现将烟气从锅炉中抽出并送入大气的功能。

7. 烟气换热器

烟气与其他介质（如烟气、空气和水等）进行热交换的设备。锅炉及辅助系统中采用多种烟气换热器。比如，空气预热器和脱硫系统中常见的烟气-烟气换热器（GGH）大多为回转式烟气换热器，由圆筒形转子、固定的圆筒形外壳、换热扇形板及传动装置、密封装置等组成，实现烟气和空气或烟气之间的热交换。烟气余热利用系统中的烟气换热器通常为管式换热器，实现烟气和水之间的热交换。

8. 磨煤机

磨煤机是将煤块破碎并磨成煤粉的机械，按磨煤工作部件的转速可分为三种类型，即低速磨煤机、中速磨煤机和高速磨煤机。火力发电厂中常用的低速磨煤机有钢球磨煤机和双进双出钢球磨煤机，常用的中速磨煤机为立式磨煤机，包括平盘磨煤机、碗式磨煤机、E 型磨煤机和辊式磨煤机，常用的高速磨煤机为风扇磨煤机。

9. 除尘器

除尘器是把粉尘从空气或烟气中分离出来的设备。火力发电厂中有用于输煤系统、除灰系统和暖通系统的除尘器，通常为布袋除尘器，用于分离空气中的粉尘；也有用于锅炉烟气系统中的除尘器，用于分离烟气中的粉尘，本手册涉及的除尘器为烟气系统除尘器，包括干式静电除尘器、湿式静电除尘器、布袋除尘器和电袋除尘器。

10. 脱硫吸收塔

脱硫吸收塔是火电厂各种烟气炉外脱硫工艺中的核心设备，是脱硫工艺中进行化学反应、烟气洗涤等过程的塔式设备。火力发电厂的脱硫吸收塔主要有喷淋空塔、填料塔、双回路塔及鼓炮塔等。

第二章

锅 炉 效 率

锅炉效率的计算和试验可遵循 GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》，ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes）》，EN 12952-15《水管锅炉及附属设备　第 15 部分：性能试验（Water-tube boilers and auxiliary installations Part 15：Acceptance tests）》。

第一节　锅 炉 效 率 定 义

一、广义锅炉效率

广义锅炉效率是指输出锅炉效率计算边界有效能量与输入锅炉效率计算边界的能量之比。

根据热力学第一定律，锅炉效率计算边界的能量平衡方程表述为

$$Q_{to}=Q_L+Q_e \tag{2-1}$$

式中　Q_{to}——输入系统的能量总和，kJ/kg（对于气体燃料，kJ/m^3）；

Q_e——输出系统的有效能量，kJ/kg（对于气体燃料，kJ/m^3）；

Q_L——总损失的热量，kJ/kg（对于气体燃料，kJ/m^3）。

广义锅炉效率的计算采用两种方法，即输出热量法和热损失法，也称正平衡法和反平衡法。广义锅炉效率η_G计算方法可按式（2-2）表示。$1-\dfrac{Q_L}{Q_{to}}$表示通过热损失法计算的锅炉效率，$\dfrac{Q_e}{Q_{to}}$表示通过输出热量法计算的锅炉效率。

$$\eta_G=\left(1-\frac{Q_L}{Q_{to}}\right)\times 100=\frac{Q_e}{Q_{to}}\times 100 \tag{2-2}$$

式中　η_G——锅炉效率，%。

（1）输入系统的能量 Q_{to}［对于每千克（标准立方米）燃料］包括：输入系统的燃料释放的热量、燃料的物理显热、脱硫剂的物理显热、进入系统边界的空气带入的物理显热、系统内辅助设备带入的能量、燃油雾化蒸汽带入系统的热量。

（2）输出系统的有效能量 Q_e［对于每千克（标准立方米）燃料］包括：过热蒸汽带走的热量、再热蒸汽带走的热量、能被电厂各系统利用的辅助用汽带走的热量、能被电厂各系统利用的排污水带走的热量、能被电厂各系统利用的冷渣水带走的热量。

（3）锅炉热损失总和 Q_L［对于每千克（标准立方米）燃料］包括：排烟热损失量 Q_2、气体未完全燃烧热损失量 Q_3、固体未完全燃烧热损失量 Q_4、锅炉散热损失量 Q_5、灰渣物理显热损失量 Q_6、脱硫剂煅烧、硫酸盐化热损失量 Q_7、除 Q_2～Q_7 以外的锅炉其他热损失量 Q_{oth}。

二、狭义锅炉效率

狭义锅炉效率是指输出锅炉效率计算边界的有效能量与输入锅炉效率计算边界的燃料发热量之比值。狭义锅炉效率又称锅炉的燃料效率。

根据狭义的锅炉效率，将式（2-1）中输入系统的能量 Q_{to} 改写为

$$Q_{to}=Q_{net,ar,to}+Q_{ad} \tag{2-3}$$

代入式（2-1）并整理得

$$Q_{net,ar,to}=Q_L-Q_{ad}+Q_e \tag{2-4}$$

可得

$$\eta_{SG}=\left(1-\frac{Q_L-Q_{ad}}{Q_{net,ar,to}}\right)\times 100=\frac{Q_e}{Q_{net,ar,to}}\times 100 \tag{2-5}$$

式（2-3）～式（2-5）中

$Q_{net,ar,to}$——入炉燃料低位发热量，kJ/kg（或 kJ/m^3）；

Q_{ad}——输入系统边界的外来能量，指输入能量中不包括入炉燃料低位发热量外的所有能量，kJ/kg（或 kJ/m^3）；

η_{SG}——狭义锅炉效率，即锅炉燃料效率，%。

式（2-5）$\left(1-\dfrac{Q_L-Q_{ad}}{Q_{net,ar,to}}\right)\times100$ 所表达的是通过热损失法计算的狭义锅炉燃料效率，$\dfrac{Q_e}{Q_{net,ar,to}}\times100$ 表示的是通过输入输出热量法计算的狭义锅炉燃料效率。

狭义锅炉效率基于燃料燃烧释放的热量，因此更能反映锅炉系统乃至整个火电厂热力系统对燃料能量的利用效率，因此从节能角度，狭义锅炉效率更加合理。GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》和 ASME PTC 4—2013《锅炉性能试验规程》中的锅炉效率计算方法采用的是狭义锅炉效率，而 GB/T 10184—1988《电站锅炉性能试验规程》中的锅炉效率计算方法采用的是广义锅炉效率。本书中所述锅炉效率，如不加以说明，均指狭义锅炉效率。

将（Q_L-Q_{ad}）改写为

$$Q_L-Q_{ad}=Q_2+Q_3+Q_4+Q_5+Q_6+Q_7+Q_{oth}-Q_{ad} \tag{2-6}$$

带入式（2-5）可得

$$\eta_{SG}=\left(1-\frac{Q_2+Q_3+Q_4+Q_5+Q_{a6}+Q_7+Q_{oth}-Q_{ad}}{Q_{net,ar,to}}\right)\times100 \tag{2-7}$$

或

$$\eta_{SG}=100-（q_2+q_3+q_4+q_5+q_6+q_7+q_{oth}）+q_{ad} \tag{2-8}$$

式中　q_2——排烟热损失，%；

q_3——气体未完全燃烧热损失，%；

q_4——固体未完全燃烧热损失，%；

q_5——锅炉散热损失，%；

q_6——灰渣物理显热损失，%；

q_7——脱硫热损失，%；

q_{oth}——其他热损失，包括石子煤排放热损失，%；

q_{ad}——输入的外来能量，%。

第二节　锅炉效率的计算边界

根据锅炉燃烧方式以及所用燃料种类，锅炉机组热平衡系统边界如图 2-1～图 2-4 所示，其中图 2-1 为电站锅炉热平衡图。锅炉机组热平衡系统边界内设备包括带循环泵的汽水系统、带磨煤机的制粉系统、燃烧设备、脱硝装置、空气预热器、烟气再循环风机及冷渣器（冷渣水热量有效利用）等，不包括暖风器、送风机、引风机、冷一次风机、高压流化风机、密封风机、冷却风机、冷却水泵、油加热器、脱硫剂供给系统、供氨系统等设备。图 2-2 为典型煤粉锅炉的锅炉效率计算边界，图 2-3 为典型燃油、燃气锅炉的锅炉效率计算边界，图 2-4 为典型循环流化床锅炉的锅炉效率计算边界。

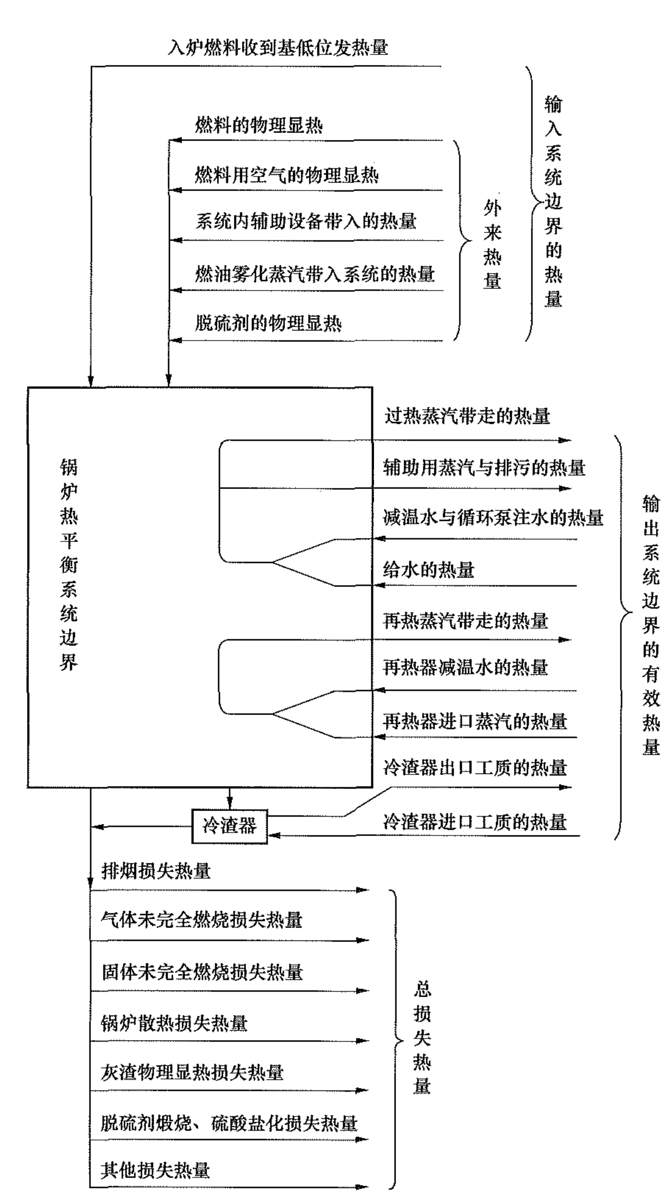


图 2-1　电站锅炉热量平衡图

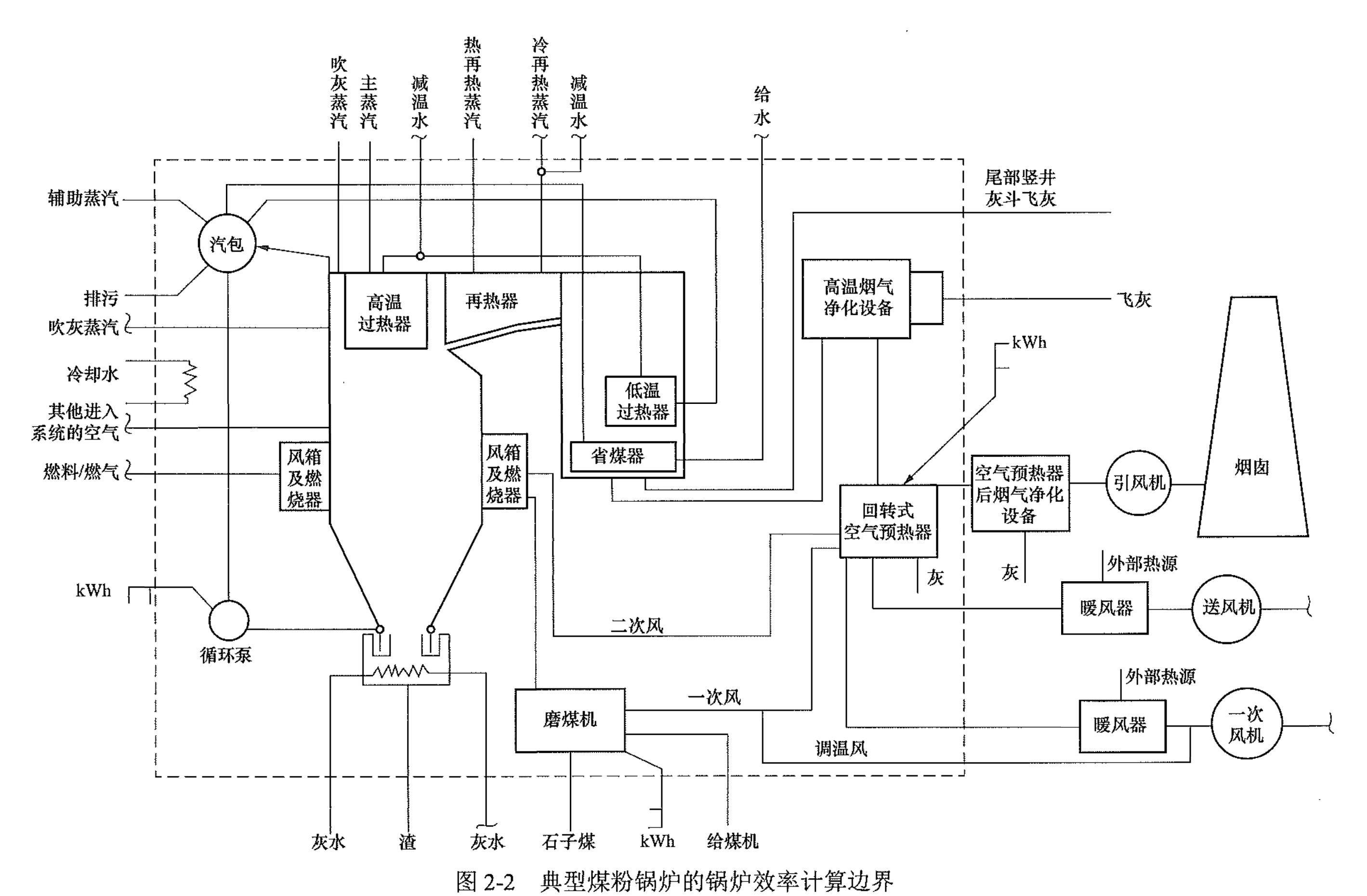


图 2-2 典型煤粉锅炉的锅炉效率计算边界

吹灰蒸汽
主蒸汽
减温水
热再热蒸汽
冷再热蒸汽
减温水
给水
辅助蒸汽
汽包
排污
吹灰蒸汽
冷却水
其他进入
系统的空气
燃料/燃气
高温
过热器
再热器
低温
过热器
省煤器
高温烟气
净化设备
kWh
风箱
及燃
烧器
风箱
及燃
烧器
空气
预热器
引风机
烟囱
烟气再循环
风机
kWh
循环泵
热风
外部热源
暖风器
送风机
蒸汽
燃气
油加热器
kWh
油

图 2-3 典型燃油、燃气锅炉的锅炉效率计算边界

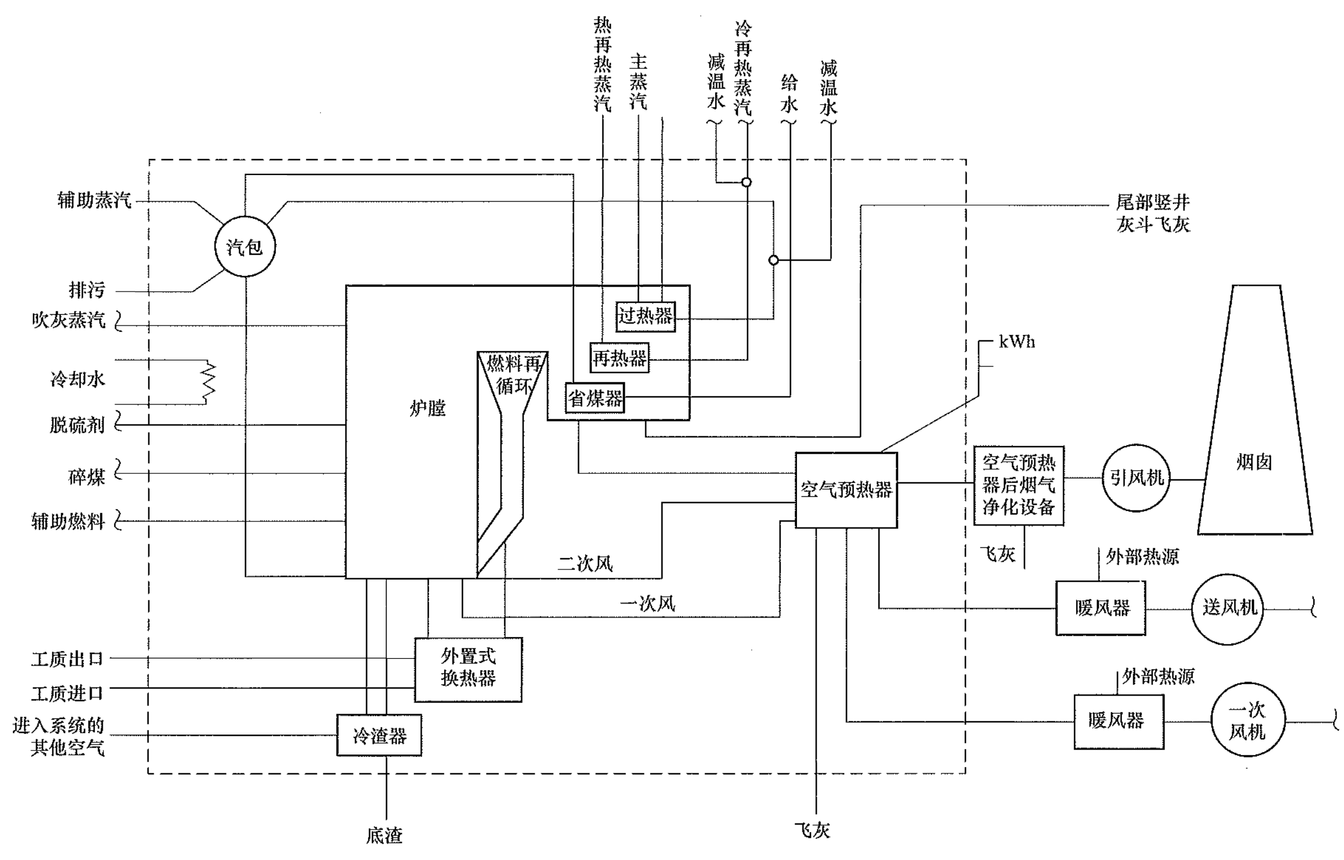


图 2-4　典型循环流化床锅炉的锅炉效率计算边界

第三节　锅炉效率的计算

一、基准温度

基准温度是指进出锅炉系统边界的物质流计算显热及其损失的能量起算点温度。GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》、ASME PTC 4—2013《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes）》和 EN 12952-15：2003《水管锅炉及附属设备　第 15 部分：性能试验（Water-tube boilers and auxiliary installations　Part 15：Acceptance tests）》中基准温度均取为 25℃。在国内的工程中，签订的锅炉订货合同也有以年平均环境温度或热平衡系统的空气预热器年平均进风温度为基准温度的，不同的基准温度对锅炉计算效率有所影响。

二、输入能量

1. 燃料发热量

对于固体和液体燃料，以每千克燃料为基础计算锅炉效率。燃料发热量取实验室测定的收到基发热量。GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》中燃料发热量为低位发热量；ASME PTC 4—2013《蒸汽锅炉性能试验规范》中燃料发热量为低位发热量；EN 12952-15：2003《水管锅炉及附属设备　第 15 部分：性能试验》中燃料发热量为低位发热量。有的工程项目采用的是混煤，甚至是人为调配的“煤种”，可以通过煤的元素分析用式（2-9）～式（2-14）计算。锅炉热效率计算的燃料成分均以实际入炉燃料的质量含量百分比计，数值上等于燃料分析中的收到基成分。

对于采用收到基来计算发热量，可用式（2-9）计算。

$$Q_{net,ar}=339C_{ar}+1029.8H_{ar}+108.8S_{ar}-108.8O_{ar}-25.1M_{ar} \tag{2-9}$$

式中　$Q_{net,ar}$——煤的收到基低位发热量，kJ/kg；

C_{ar}、H_{ar}、O_{ar}、S_{ar}、M_{ar}——煤的收到基碳、氢、氧、硫、水分含量，%。

式（2-9）没有对不同煤种进行区分，直接采用了元素分析的收到基，且计算结果为收到基的低位发热量，对于工程应用比较方便。煤炭科学研究总院提出了根据不同煤种，利用元素分析的干燥无灰基进行计算煤的高位发热量的经验公式，并给出了标准差区间，相关公式见式（2-10）～式（2-14）。

对无烟煤和贫煤：

$$Q_{gr,daf}=334.5C_{daf}+1338H_{daf}+92(S_{daf}-O_{daf})-33.5(A_d-10) \tag{2-10}$$

对于 $C_{daf}>95\%$或 $H_{daf}<1.5\%$的老年无烟煤，第 1 项 C_{daf}的系数要改用 326.6。

对于瘦煤、焦煤、肥煤、气煤类烟煤：

$$Q_{gr,daf}=334.5C_{daf}+1296H_{daf}+92S_{daf}-104.5O_{daf}-29(A_d-10) \tag{2-11}$$

对于长焰煤、弱黏煤和不黏煤类烟煤：

$$Q_{gr,daf}=334.5C_{daf}+1296H_{daf}+92S_{daf}-109O_{daf}-18(A_d-10) \quad (2\text{-}12)$$

对于褐煤：

$$Q_{gr,daf}=334.5C_{daf}+1275.5H_{daf}+92S_{daf}-109O_{daf}-25(A_d-10) \quad (2\text{-}13)$$

褐煤、烟煤及无烟煤亦可共用下列校核式：

$$Q_{gr,daf}=334.5C_{daf}+1296H_{daf}+63S_{daf}-104.5O_{daf}-21(A_d-12) \quad (2\text{-}14)$$

式中 $Q_{gr,daf}$——煤的干燥无灰基高位发热量，kJ/kg；

C_{daf}、H_{daf}、O_{daf}、S_{dafr}——煤的干燥无灰基碳、氢、氧、硫含量，%；

A_d——煤的干燥基灰含量，%。

在式（2-14）中，对 $C_{daf}>95\%$ 或 $H_{daf}\leqslant1.5\%$ 的煤，C_{daf} 项的系数取用 326.6；对 $C_{daf}<77\%$ 的煤，H_{daf} 项的系数取用 1254.5。

式（2-10）～式（2-14）的标准差 σ 见表 2-1。

表 2-1　利用元素分析数据核算 $Q_{gr,daf}$ 公式的误差、标准差

公　式	式（2-10）	式（2-11）	式（2-12）	式（2-13）	式（2-14）
标准差 σ	268kJ/kg	218kJ/kg	243kJ/kg	301kJ/kg	较式(2-10)～式(2-13)误差大于30%左右
95%置信范围的最大误差（1.96σ）	527kJ/kg	427kJ/kg	477kJ/kg	586kJ/kg	

对于气体燃料，以每标准立方米燃料量为基础计算。气体燃料低位发热量按式（2-15）计算：

$$Q_{net,ar,fg}=107.98H_2+126.63CO+\sum(Q_{fg}C_mH_n)_i \quad (2\text{-}15)$$

式中 $Q_{net,ar,fg}$——入炉气体燃料低位发热量，kJ/m³；

Q_{fg}——碳氢化合物低位发热量，kJ/m³；

i——其中的一种碳氢化合物。

对燃用多种燃料的锅炉，应分别测定各种入炉燃料消耗量及其元素分析值、工业分析值和低位（或高位）发热量。锅炉热效率计算按各种燃料占总燃料消耗量份额的加权平均值为基础进行计算，即

$$Q_{net,ar,to}=\sum\frac{F_{f,i}Q_{net,ar,f,i}}{\sum F_{f,i}}=\sum f_iQ_{net,ar,f,i} \quad (2\text{-}16)$$

式中 $Q_{net,ar,to}$——入炉混合燃料的低位发热量，kJ/kg（或 kJ/m³）；

$F_{f,i}$——某种燃料消耗量，i 表示其中的一种燃料，kg/h（或 m³/h）；

$Q_{net,ar,f,i}$——某种入炉燃料的低位发热量，i 表示其中的一种燃料，kJ/kg（或 kJ/m³）；

f_i——某种燃料消耗量占总燃料消耗量份额，i 表示其中的一种燃料，按式（2-17）计算。

$$f_i=\frac{F_{f,i}}{\sum F_{f,i}} \quad (2\text{-}17)$$

当燃煤或燃油锅炉混烧气体燃料时，需先将气体燃料成分按式（2-18）～式（2-24）换算为质量含量百分率表示的元素成分，然后按式（2-17）的原则计算混合燃料的元素分析值及工业分析值。

$$w_{C,g}=\frac{0.54}{\rho_{fg}}\left[\varphi_{CO}+\varphi_{CO_2}+\sum m\left(\varphi_{C_mH_n}\right)\right] \quad (2\text{-}18)$$

$$w_{H,g}=\frac{0.045}{\rho_{fg}}\left[2(\varphi_{H_2}+\varphi_{H_2S}+\sum n\left(\varphi_{C_mH_n}\right)\right] \quad (2\text{-}19)$$

$$w_{O,g}=\frac{0.715}{\rho_{fg}}[\varphi_{CO}+2(\varphi_{CO_2}+\varphi_{O_2})] \quad (2\text{-}20)$$

$$\varphi_{N,g}=\frac{1.25}{\rho_{fg}}\varphi_{N_2} \quad (2\text{-}21)$$

$$w_{S,g}=\frac{1.43}{\rho_{fg}}\varphi_{H_2S} \quad (2\text{-}22)$$

$$w_{M,g}=\frac{0.8}{\rho_{fg}}\varphi_{H_2O} \quad (2\text{-}23)$$

$$w_{A,g}=\frac{0.1}{\rho_{fg}}\rho_A \quad (2\text{-}24)$$

$$\rho_{fg}=0.0125\varphi_{CO}+0.0009\varphi_{H_2}+\sum(0.54m+0.045n)\frac{\varphi_{C_mH_n}}{100}+0.0152\varphi_{H_2S}+0.0196\varphi_{CO_2}+0.0125\varphi_{N_2}+0.0143\varphi_{O_2}+0.008\varphi_{H_2O}+\frac{\rho_A}{1000} \quad (2\text{-}25)$$

式中 $w_{C,g}$、$w_{H,g}$、$w_{O,g}$、$w_{N,g}$、$w_{S,g}$、$w_{M,g}$、$w_{A,g}$——换算后气体燃料碳、氢、氧、氮、硫、水蒸气、灰分的质量分数，%；

φ_{CO}、φ_{CO_2}、φ_{H_2}、φ_{H_2S}、φ_{N_2}、φ_{O_2}、φ_{H_2O}、$\varphi_{C_mH_n}$——入炉气体燃料中相应各成分的体积分数，%；

ρ_A——气体燃料中灰的质量浓度，按实测，g/m³；

ρ_{fg}——标准状态下气体燃料的密度，按式（2-25）计算，kg/m³；

m、n——碳炭化合物分子式 C_mH_n 中碳和氢的原子数量。

2. 燃料物理显热

燃料物理显热计算公式为

$$Q_f = c_{p,f}(t_f - t_{re}) \tag{2-26}$$

式中　Q_f——燃料物理显热，kJ/kg；

$c_{p,f}$——燃料平均比定压热容，kJ/（kg・K）或[kJ/（m³・K）]；

t_f——进入系统边界前的燃料温度，℃；

t_{re}——基准温度，℃。

入炉固体燃料的温度低于 0℃时，输入热量中还应扣除按式（2-27）计算的解冻用热量 $Q_{f,im}$。

$$O_{f,im} = 3.35 \times \left(M_{ar} - M_{ad}\frac{100 - M_{ar}}{100 - M_{ad}} \right) \tag{2-27}$$

式中　M_{ar}——入炉燃料中收到基全水分质量分数，数值上等于分析基水分质量分数，%；

M_{ad}——入炉燃料中空气干燥基水分质量分数，%。

3. 脱硫剂的物理显热

对于添加脱硫剂的固体燃料锅炉，脱硫剂物理显热按式（2-28）计算。

$$Q_{des} = \frac{F_{des}}{F_f} c_{des}(t_{des} - t_{re}) \tag{2-28}$$

式中　Q_{des}——脱硫剂物理显热，kJ/kg；

F_{des}——脱硫剂流量，kg/h；

F_f——燃料流量，kg/h；

c_{des}——脱硫剂平均比定压热容，kJ/（kg・℃）；

t_{des}——进入系统边界前的脱硫剂温度，℃。

4. 进入系统的空气所携带的热量

进入系统的空气所携带的热量按式（2-29）计算。

$$Q_a = \frac{F_{pa}}{F_f}(c_{p,pa}t_{pa} - c_{p,are}t_{re}) + \frac{F_{sa}}{F_f}(c_{p,sa}t_{sa} - c_{p,are}t_{re}) + \frac{1}{F_f}\sum F_{a,i}(c_{p,a,i}t_{a,i} - c_{p,are}t_{re}) \tag{2-29}$$

式中　Q_a——进入系统的干空气所携带的热量，kJ/kg；

F_{pa}、F_{sa}——进入系统的一次风、二次风流量，kg/h；

$c_{p,pa}$、$c_{p,sa}$——进入系统的一次风、二次风比定压热容，kJ/（kg・℃）；

$c_{p,are}$——基准温度下空气比定压热容，kJ/（kg・℃）；

t_{pa}、t_{sa}——进入系统的一、二次风温度，℃；

$f_{a,i}$——进入系统边界的（未经空气预热器）其他空气流量，比如进入磨煤机的调温风（部分锅炉直接取自大气）、循环流化床锅炉的高压流化风等，kg/h；

$c_{p,a,i}$——进入系统边界的（未经空气预热器）其他空气比定压热容，kJ/（kg・℃）；

$t_{a,i}$——进入系统边界的（未经空气预热器）其他空气温度，℃。

进入系统边界的空气中水蒸气所携带的热量按式（2-30）计算。

$$Q_{m,a} = 1.293\alpha_{cr}V_{th,a,cr}d_m c_{p,m}(t_{m,a} - t_{re}) \tag{2-30}$$

式中　$Q_{m,a}$——进入系统边界的空气中水蒸气所携带的热量，kJ/kg；

α_{cr}——修正的过量空气系数；

$V_{th,a,cr}$——修正的理论干空气量，m³/kg；

d_m——空气的绝对湿度，kg/kg；

$c_{p,m}$——按照进入系统边界的空气加权平均温度确定的水蒸气平均比定压热容，kJ/（kg・℃）；

$t_{m,a}$——进入系统边界的空气加权平均温度，按式（2-31）计算，℃。

$$t_{m,a} = \frac{F_{pa}t_{pa} + F_{sa}t_{sa} + \sum F_{a,i}t_{a,i}}{F_{pa} + F_{sa} + \sum F_{a,i}} \tag{2-31}$$

5. 系统内辅助机械带入的热量

典型的系统内辅助机械包括磨煤机、烟气再循环风机、热一次风机、炉水循环泵等，系统内辅助机械带入的热量按式（2-32）计算。

$$Q_{aux,m} = \frac{3600}{F_f}\sum P_{m,i}\eta_{m,tr,i} \tag{2-32}$$

式中　$Q_{aux,m}$——系统内辅助机械带入的热量，kJ/kg；

$P_{m,i}$——系统内辅助机械设备功率，kW；

$\eta_{m,tr,i}$——系统内辅助机械总的传动效率，%。

6. 燃油雾化蒸汽带入的热量

燃油雾化蒸汽带入的热量按式（2-33）计算。

$$Q_{st,ad,en} = \frac{F_{st,ad}}{F_f}(h_{st,ad,en} - h_{st,sat,re}) \tag{2-33}$$

式中　$Q_{st,ad,en}$——雾化蒸汽带入热量，kJ/kg；

$F_{st,ad}$——雾化用蒸汽量，kg/h；

$h_{st,ad,en}$——雾化蒸汽在入口参数下的焓，kJ/kg；

$h_{st,sat,re}$——基准温度下饱和蒸汽焓，kJ/kg。

7. 输入能量中外来热量

输入能量中外来热量按式（2-34）计算。

$$Q_{ad} = Q_f + Q_{des} + Q_a + Q_{m,a} + Q_{aux,m} + Q_{st,ad,en} \tag{2-34}$$

三、输出能量

1. 过热蒸汽带走的热量

过热蒸汽带走的热量按式（2-35）计算。

$$Q_{st,SH} = \frac{1}{F_f}\left(F_{st,sh,lv}h_{st,sh,lv} - F_{fw}h_{fw} - \sum F_{dSH,sp}h_{dSH,sp}\right) \tag{2-35}$$

式中 $Q_{st,SH}$——过热蒸汽带走的热量，kJ/kg；
F_f——燃料质量流量，kg/h；
$F_{st,sh,lv}$——过热器出口蒸汽流量，kg/h；
$h_{st,sh,lv}$——过热器出口蒸汽焓，kJ/kg；
F_{fw}——省煤器进口给水流量，kg/h；
h_{fw}——省煤器进口给水焓，kJ/kg；
$F_{dSH,sp}$——过热器减温水流量（减温水来自省煤器上游的给水），kg/h；
$h_{dSH,sp}$——过热器减温水焓，kJ/kg。

2. 再热蒸汽带走的热量

再热蒸汽带走的热量按式（2-36）计算。

$$Q_{st,RH}=\frac{1}{F_f}\left(F_{st,Rh,lv}h_{st,RH,lv}-F_{st,RH,en}h_{st,RH,en}-\sum F_{dRH,sp}h_{dRH,sp}\right) \tag{2-36}$$

式中 $Q_{st,RH}$——再热蒸汽系统吸收的热量，kJ/kg；
$F_{st,Rh,lv}$——再热器出口蒸汽流量，等于再热器进口蒸汽流量与各级再热器减温水流之和，kg/h；
$h_{st,RH,lv}$——再热器出口蒸汽焓，kJ/kg；
$F_{st,RH,en}$——再热器进口蒸汽流量，通过汽轮机热平衡试验计算求得，kg/h；
$h_{st,RH,en}$——再热器进口蒸汽焓，kJ/kg；
$F_{dRH,sp}$——再热器减温水流量，kg/h；
$h_{dRH,sp}$——再热器减温水焓，kJ/kg。

式（2-36）适用于一次再热机组，对于两次再热机组，应加上第二次再热器带走的热量，计算原则同式（2-36）括号中的各项。

3. 辅助蒸汽带走的热量

辅助蒸汽指的是从锅炉系统边界内汽包、过热器或再热器抽出的离开锅炉系统边界作为其他用途的蒸汽，某一辅助蒸汽带走的热量按式（2-37）计算。

$$Q_{aux,st}=\frac{F_{aux,st}}{F_f}\left(h_{aux,st}-h_{fw}\right) \tag{2-37}$$

式中 $Q_{aux,st}$——某一辅助蒸汽带走的热量，kJ/kg；
$F_{aux,st}$——某一辅助蒸汽的流量，kg/h；
$h_{aux,st}$——某一辅助蒸汽的焓，kJ/kg。

如机组从多处抽取辅助蒸汽，应根据式（2-37）计算方法计算每一处抽汽带走的热量，并计算各处辅助蒸汽带走热量的总和。

4. 排污水带走的热量

排污水带走的热量按式（2-38）计算。

$$Q_{bd,w}=\frac{F_{bd,w}}{F_f}(h_{w,sat}-h_{fw}) \tag{2-38}$$

式中 $Q_{bd,w}$——排污水带走的热量，kJ/kg；
$F_{bd,w}$——排污水流量，kg/h；
$h_{w,sat}$——饱和水焓，kJ/kg。

5. 冷渣器带走的热量

对于循环流化床锅炉，冷渣器带走的热量如果被利用，按式（2-39）计算。

$$Q_{cw}=\frac{F_{cw}}{F_f}(h_{cw,lv}-h_{cw,en}) \tag{2-39}$$

式中 Q_{cw}——冷渣器带走的热量，kJ/kg；
F_{cw}——冷渣器冷却水流量，kg/h；
$h_{cw,en}$——冷渣器进口冷却水焓，kJ/kg；
$h_{cw,lv}$——冷渣器出口冷却水焓，kJ/kg。

对于循环流化床锅炉，如果冷渣器带走的热量未被利用，该项热量计入热损失。

四、锅炉各项热损失

1. 排烟热损失

锅炉排烟热损失 Q_2 为离开锅炉系统边界的烟气带走的物理显热，按式（2-40）计算。

$$Q_2=Q_{2/dg}+Q_{2/mg} \tag{2-40}$$

式中 $Q_{2/dg}$——干烟气带走的热量，kJ/kg（或 kJ/m³）；
$Q_{2/mg}$——烟气所含水蒸气带走的热量，kJ/kg（或 kJ/m³）。

干烟气带走的热量按式（2-41）计算。

$$Q_{2/dg}=V_{dg,AH,lv}c_{p,g}\ (t_{g,AH,lv}-t_{re}) \tag{2-41}$$

式中 $V_{dg,AH,lv}$——空气预热器出口处每千克（标准立方米）燃料燃烧生成的干烟气体积，m³/kg（或 m³/m³）；
$t_{g,AH,lv}$——排烟温度，℃；
$c_{p,g}$——干烟汽从 t_{re} 至 $t_{g,AH,lv}$ 的平均比定压热容，kJ/（m³·℃）。

烟气中水蒸气带走的热量按式（2-42）计算。

$$Q_{2/mg}=V_{m,AH,lv}c_{p,m}\ (t_{g,AH,lv}-t_{re}) \tag{2-42}$$

式中 $c_{p,m}$——水蒸气从 t_{re} 至 $t_{g,AH,lv}$ 的平均比定压热容，kJ/（m³·℃）；
$V_{m,AH,lv}$——空气预热器出口处每千克（标准立方米）燃料燃烧生成的烟气中所含水蒸气体积（包括燃料中的氢燃烧产生的水蒸气，燃料中的水分蒸发形成的水蒸气，空气中的水分，燃油雾化蒸汽带入的水蒸气），m³/m³。

对于固体和液体燃料，每千克燃料燃烧生成的烟气中所含水蒸气体积 $V_{m,AH,lv}$ 按式（2-43）计算：

$$V_{m,AH,lv}=1.24\left(\frac{9H_{ar}+M_t}{100\%}+1.2939\alpha_{cr}V_{th,a,cr}d_m+\frac{F_{st,ad}}{F_f}\right) \tag{2-43}$$

式中 α_{cr}——修正的过量空气系数；
$V_{th,a,cr}$——修正的理论干空气量，m³/kg；
$F_{st,ad}$——雾化蒸汽流量，kg/h；

d_m——空气的绝对湿度，kg/kg。

d_m可按式（2-44）计算。

$$d_m = 0.622 \frac{\frac{\phi}{100} p_{m,sat}}{p_{at} - \frac{\phi}{100} p_{m,sat}} \quad (2\text{-}44)$$

式中 ϕ——按干、湿球温度查得的空气相对湿度，%；

$p_{m,sat}$——在 t_{re} 温度下的水蒸气饱和压力，在 0～50℃范围内，按式（2-45）计算，Pa。

$$p_{m,sat}=611.7927+42.7809t_{re}+1.36883\,t_{re}^2+1.2079\times10^{-2}\,t_{re}^3+6.1637\times10^{-4}\,t_{re}^4 \quad (2\text{-}45)$$

对气体燃料，每标准立方米燃料燃烧生成的烟气中所含水蒸气体积 $V_{m,AH,lv}$，按式（2-46）计算。

$$V_{m,AH,lv} = \frac{1}{100}\left(\phi_{H_2} + \phi_{H_2S} + \frac{m}{2}\phi_{C_mH_n}\right) + \frac{M_{fg}}{0.804} + \frac{1.293\alpha_{cr}V_{th,a}d_m}{0.804} \quad (2\text{-}46)$$

式中 M_{fg}——气体燃料的湿度，为每标准立方米干气体燃料中含水蒸气的千克数，kg/m³；

$V_{th,a}$——理论空气量，m³/kg。

排烟热损失按入炉燃料的低位发热量的百分比表示，即

$$q_2 = \frac{Q_2}{Q_{net,ar,to}} \times 100 \quad (2\text{-}47)$$

2. 气体未完全燃烧热损失

造成气体未完全燃烧热损失 Q_3 的原因是由于排烟中含有未完全燃烧产物 CO、H_2、CH_4 和 C_mH_n。气体未完全燃烧热损失按式（2-48）计算。

$$Q_3=V_{dg,AH,lv}\times(126.36\,\varphi_{CO}+358.18\,\varphi_{CH_4}+107.98\,\varphi_{H_2}+590.79\,\varphi_{C_mH_n}) \quad (2\text{-}48)$$

式中 $V_{dg,AH,lv}$——每千克（标准立方米）燃料燃烧生成的干烟气在空气预热器出口处的体积，m³/kg（或 m³/m³）；

φ_{CO}、φ_{CH_4}、φ_{H_2}、$\varphi_{C_mH_n}$——干烟气中 CO、CH_4、H_2、C_mH_n 的体积分数，%。

气体未完全燃烧损失按入炉燃料的低位发热量的百分比表示为

$$q_3 = \frac{Q_3}{Q_{net,ar,to}} \times 100 \quad (2\text{-}49)$$

3. 固体未完全燃烧热损失

固体未完全燃烧热损失 Q_4 等于灰、渣中可燃物含量造成的热量损失，按式（2-50）计算。

$$Q_4=3.3727A_{ar}w_{c,m} \quad (2\text{-}50)$$

式中 $w_{c,m}$——灰渣平均可燃物含量百分率，%。

燃油锅炉灰分很少，Q_4 可以忽略不计，若必须计算时，其固体未完全燃烧热损失可按式（2-51）计算。

$$Q_4=3.3727\rho_{c,g}V_{dg,AH,lv} \quad (2\text{-}51)$$

式中 $\rho_{c,g}$——锅炉排烟中碳浓度，g/m³。

固体未完全燃烧热损失按入炉燃料的低位发热量的百分比表示为

$$q_4 = \frac{Q_4}{Q_{net,ar,to}} \times 100 \quad (2\text{-}52)$$

4. 散热损失

锅炉散热损失 Q_5 系指锅炉系统边界内炉墙、辅机设备及锅炉边界内管道（烟风道、汽水管道及联箱等）向四周环境中散失的热量。散热损失大小与锅炉机组的热负荷有关，锅炉散热损失可以采用以下方法确定：

当全部被测区域表面平均温度符合以下规定时，可取用锅炉设计的散热损失值：

（1）环境温度低于 27℃时，保温结构的外表面温度小于或等于 50℃。

（2）环境温度超过 27℃时，保温结构的外表面温度小于或等于环境温度与 25℃之和。

5. 灰渣物理热损失

灰渣物理热损失 Q_6 等于炉渣、沉降灰和飞灰排出锅炉设备时所带走的显热，按式（2-53）计算。

$$Q_6 = \frac{A_{ar}}{100}\left[\frac{w_s(t_s-t_{re})c_{p,s}}{100-w_{c,s}} + \frac{w_h(t_h-t_{re})c_{p,h}}{100-w_{c,h}} + \frac{w_d(t_d-t_{re})c_{p,d}}{100-w_{c,d}}\right] \quad (2\text{-}53)$$

$$c_{p,s}=0.71+5.02\times10^{-4}\,t_s \quad (2\text{-}54)$$

式中 t_s、t_h、t_d——炉渣温度、沉降灰温度、飞灰温度，℃；

$c_{p,s}$、$c_{p,h}$、$c_{p,d}$——炉渣比热容、沉降灰比热容、飞灰比热容，按式（2-54）计算时，计算沉降灰比热容、飞灰比热容时用 $c_{p,h}$、$c_{p,d}$ 替换 $c_{p,s}$，kJ/（kg·℃）；

w_s、w_h、w_d——炉渣、沉降灰、飞灰占燃料总灰量的质量含量百分率，%；

$w_{c,s}$、$w_{c,h}$、$w_{c,d}$——炉渣、沉降灰、飞灰中可燃物含量质量分数，%；

t_s——炉渣温度，当计算沉降灰比热容、飞灰比热容时用沉降灰温度、飞灰温度替换，℃。

沉降灰温度、飞灰温度分别取其相应位置处的烟气温度。

当不易直接测量炉渣温度时，火床炉排渣温度可取 600℃，固态排渣炉可取 800℃，液态排渣室炉可取灰流动温度 FT 再加 100℃，同时冷渣水带走的热量不再计及。

对燃油及燃气锅炉：$Q_6=0$。

灰渣物理热损失按入炉燃料低位发热量的百分比表示为

$$q_6=\frac{Q_6}{Q_{net,ar,to}}\times 100 \tag{2-55}$$

6. 其他热损失

其他热损失项 Q_{oth} 为

$$Q_{oth}=Q_{pr}+Q_{cw} \tag{2-56}$$

式中 Q_{pr}——石子煤带走的热量损失，kJ/kg；

Q_{cw}——冷却水带走的热损失，kJ/kg。

其他热损失项按入炉燃料低位发热量的百分比表示为

$$q_{oth}=\frac{Q_{pr}+Q_{cw}}{Q_{net,ar,to}}\times 100 \tag{2-57}$$

式中 q_{oth}——锅炉其他热量损失，%。

中速磨煤机排出石子煤的热量损失 Q_{pr} 为

$$Q_{pr}=\frac{F_{pr}Q_{pr,ar}}{F_f} \tag{2-58}$$

式中 F_{pr}——中速磨煤机废弃的石子煤量，kg/h；

$Q_{pr,ar}$——石子煤的实测低位发热量，kJ/kg。

如果存在进入锅炉系统边界的其他冷却水，比如循环水泵电动机冷却水，其吸收的热量未被利用，其带走的热损失 Q_{cw} 按照式（2-59）计算：

$$Q_{cw}=\frac{F_{cw}}{F_f}(h_{cw,lv}-h_{cw,en}) \tag{2-59}$$

式中 F_{cw}——进入锅炉系统边界的冷却水流量，kg/h；

$h_{cw,en}$——冷却设备进口冷却水焓，kJ/kg；

$h_{cw,lv}$——冷却设备出口冷却水焓，kJ/kg。

五、以燃料高位发热量计算锅炉效率的简化换算公式

当需要以燃料高位发热量 $Q_{gr,ar}$ 作为锅炉热平衡系统计算基准时，相应的锅炉效率应根据具体的锅炉热平衡计算模式进行换算。在简化计算中可按式（2-60）进行换算：

$$\eta_{SG}^{gr}=\eta_{SG}\frac{Q_B}{Q_{B,gr}}\approx\eta_{SG}\frac{Q_{net,ar}}{Q_{gr,ar}} \tag{2-60}$$

式中 η_{SG}^{gr}——以高位发热量为基准的锅炉效率；

η_{SG}——以低位发热量为基准的锅炉效率，kJ/kg；

$Q_{gr,ar}$——燃料的高位发热量，kJ/kg。

第四节 锅炉效率最低保证值

对于煤粉锅炉，不同的设计煤种条件下，当大气温度 20℃、大气相对湿度 80%、锅炉额定负荷工况（BRL）、过量空气系数为设计值、煤粉细度在设计规定范围内、NO_x 排放浓度达到保证值时，300MW 及以上的煤粉锅炉保证效率不宜低于表 2-2 的规定。

表 2-2 300MW 及以上的煤粉锅炉保证效率

设计煤种	锅炉保证效率（%）
烟煤（收到基低位发热量不小于 20000kJ/kg）	94.0
烟煤（收到基低位发热量为 16000～20000kJ/kg）	93.0
褐煤	92.2
贫煤	92.7
无烟煤	91.5

对于循环流化床锅炉，不同的设计煤种热值条件下，当大气温度 20℃、大气相对湿度 80%、锅炉额定负荷工况（BRL）、过量空气系数为设计值，锅炉实际排渣温度时，循环流化床锅炉保证效率不宜低于表 2-3 规定。

表 2-3 不同煤热值的循环流化床锅炉保证效率

设计煤种	锅炉保证效率（%）
收到基低位发热量为 10454～12545kJ/kg	88.0
收到基低位发热量为 12545～14636kJ/kg	90.0
收到基低位发热量不小于 14636kJ/kg	91.0

第三章

常规煤粉锅炉

第一节　锅炉主要汽水系统及部件

一、锅炉的水循环方式

锅炉的水循环目前主要分为自然循环、控制循环和直流循环。

（一）自然循环锅炉

1. 工作原理

自然循环是指在一个闭合的回路中，由于工质自身的密度差造成的重位压差，推动工质流动的现象。具体地说，自然循环锅炉的循环回路是由汽包、下降管、分配水管、水冷壁下集箱、水冷壁管、水冷壁上集箱、汽水混合物引出管、汽水分离器组成的，如图 3-1 所示，重位压差是由下降管和上升管（水冷壁管）内工质密度不同造成的。而密度差是由下降管引入水冷壁的水吸收炉膛内火焰的辐射热量后，进行蒸发，形成汽水混合物，使工质密度降低形成的。

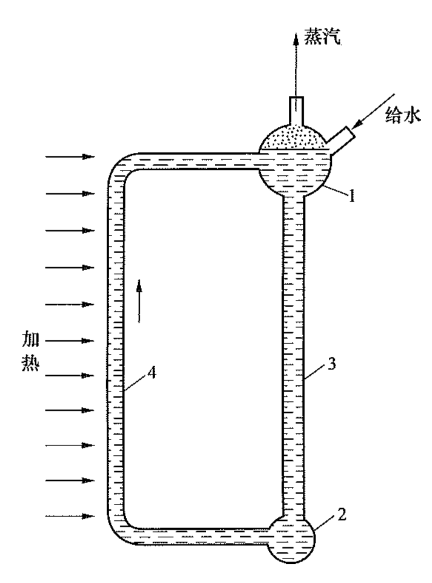


图 3-1　自然循环原理示意图

1—汽包；2—集箱；3—下降管；4—上升管

2. 特点

自然循环的实质，是由重位压差造成的循环推动力克服了上升系统和下降系统的流动阻力，从而推动工质在循环回路中流动，而自然循环锅炉的“循环推动力”实际上是由“热”产生的，即由于水冷壁管吸热，使水的密度改变成为汽水混合物的密度，并在高度一定的回路中形成了重位压差。回路高度越高，且工质密度差越大，形成的循环推动力越大。而密度差与水冷壁管吸热强度有关，在正常循环情况下，吸热越多，密度差越大、工质循环流动越快。

3. 水动力循环安全运行

集箱自然循环锅炉正常的水循环可以保证锅炉蒸发受热面及时可靠的冷却，是锅炉安全运行的基本条件之一，因此保证水循环安全性至关重要。

影响自然循环水循环安全性的主要运行因素有：

（1）水冷壁受热不均或受热强度过高。锅炉运行中，炉内火焰偏斜、水冷壁局部结渣和积灰是造成水冷壁吸热不均的主要原因。如前所述，那些受热很弱的管子容易出现停滞或倒流，受热很强的管子可能出现膜态沸腾。其结果都是导致管子局部发生传热恶化，管壁温度升高。

（2）下降管带汽或自汽化。下降管入口产生旋涡漏斗时，旋涡中心将有部分蒸汽被水流抽吸进入下降管。这样，一方面进入下降管的实际水流量减少，即循环流量降低；另一方面，由于下降管内出现汽水两相流动，工质密度减小，使下降管侧的重位压差降低，且流动阻力也相应增大。这两方面的因素都会导致水循环安全裕度下降，即产生停滞、倒流的可能性增大。

防止下降管带汽的办法，除了在下降管入口安装隔栅外，运行时，应注意维持正常的汽包水位。水位过低，下降管入口不但容易产生旋涡漏斗，而且下降管入口处的静压力降低，容易产生水的自汽化。

（3）水冷壁管内壁结垢。锅炉运行水质不合格，

含盐量超标，当水在管内受热蒸发时，盐分从水中析出，沉积在管壁上，管子金属内壁上无水膜冷却，而管外吸收高温火焰的热量不能被水流及时一起带走，管壁温度就会升高，与此同时，水冷壁管内结垢时，流动阻力也随着增大，容易引起停滞或倒流。

（4）上升系统的流动阻力大。影响上升系统流动阻力的因素很多，如分配水管、水冷壁、汽水导管的管径、流通截面，管子弯头数量和汽水分离器的结构阻力系数、循环流速、锅炉负荷等。

（5）低负荷运行或变负荷速度过快。锅炉低负荷运行时，蒸发量减少，水冷壁管内工质密度增大，使水冷壁重位压差增大、循环回路的运动压头减小，循环流速就会降低，因而低负荷运行时的水循环安全性较差。在快速变负荷时，循环系统内由于压力降低，工质的自汽化过程加快，由于汽包水室内水的自汽化和下降管内水的自汽化，使循环流量和运动压头同时减小，循环安全性大幅度降低。因此，控制变负荷速率是保证水循环系统安全工作的重要条件之一。

（二）控制循环锅炉

控制循环锅炉在循环回路中串接一个专门的循环泵，以增加循环回路中的循环推动力，并可人为地控制锅炉中工质的流动，因此称这种锅炉为控制循环锅炉。控制循环锅炉有控制循环汽包锅炉和低倍率循环锅炉两种。

1. 工作原理

（1）控制循环汽包锅炉有时也称为多次强制循环锅炉，循环倍率 K 的大小对蒸发管的工作安全有很大的影响。目前大容量控制循环汽包锅炉的循环倍率 K 值在 3～8 之间，一般为 4 左右。

控制循环汽包锅炉在循环回路中装设了循环泵，大容量控制循环汽包锅炉一般装有 3～4 台循环泵，其中 1 台备用。

（2）循环倍率 $K\approx1.5$ 的控制循环锅炉称为低倍率循环锅炉。低倍率循环锅炉与控制循环汽包锅炉相比，工作原理基本相似，但在结构上它没有大直径的汽包，只有置于炉外的汽水分离器，而且循环倍率较低。

低倍率循环锅炉工作原理示意图如图 3-2 所示：给水经省煤器与从汽水分离器分离出来的饱和水在混合物内混合后，再经过过滤器，进入循环泵，升压后再将水送入分离器，由分配器用连接管分别引到水冷壁各回路的下集箱。每个回路接一根连接管，连接管的入口都装有节流圈。水经过蒸发受热面引入汽水分离器，分离出来的水引到混合器，进行再循环，而分离出来的蒸汽引向过热器系统进行过热。

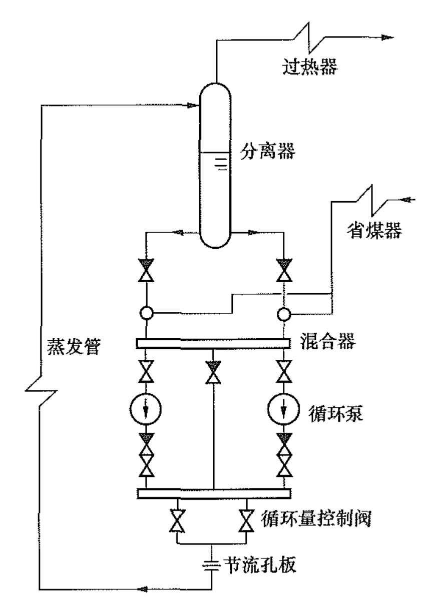


图 3-2 低倍率循环锅炉工作原理示意图

2. 特点

（1）控制循环汽包锅炉结构特点。水冷壁方面：可以采用较小管径的蒸发受热面，强制流动使管壁得到足够的冷却，壁温较低，可减轻水冷壁的高温腐蚀，管壁也可减薄，锅炉的金属耗量减少。另外，可更灵活自由地设计、布置蒸发受热面，垂直布置的水冷壁管进口一般装置节流孔板，用以分配各并联管屏的工质流量，改善工质流动的水动力特性和热偏差。汽包方面：在保持同样分离效果的条件下，能提高单个分离器的蒸汽负荷，因此可减少汽水分离器的个数。这样可使得汽包直径缩小、壁厚减薄。

（2）控制循环汽包锅炉运行特点。可提高启动和变负荷速率，以适应机组调峰的需要，并节省启动燃料。在事故停炉后，可利用炉水循环泵和送、引风机联合运行，快速冷却炉膛和水冷壁，使停炉速度加快，缩短检修时间。

（3）低倍率循环锅炉的运行特点。在这种锅炉中，当锅炉负荷变化时，由于水冷壁管中工质流量变化小。蒸发受热面可以采用一次上升膜式水冷壁，而且不需要用很小管径的水冷壁管来保证质量流速。循环流量随锅炉负荷变化不大，因此在锅炉负荷降低时循环倍率增加，流动较稳定，管壁也得到了较好的冷却。

3. 水动力循环安全运行

在控制循环锅炉中，由于循环泵压力较富余，垂直上升水冷壁一般不会发生停滞和倒流现象，同时水冷壁进口处均装有节流孔板，可防止管间脉动。

控制循环锅炉可能会出现循环泵入口汽化和汽包内炉水带汽问题。防止泵入口汽化，可选用合理的下降管流速和管径以减少阻力，提高泵入口工质欠热，和增大吸入管高度等措施。对亚临界控制循环锅炉，推荐如下：下降管流速为 5～6m/s，进水欠热度为 4～

9℃。为了减少下降管系统的阻力，除进口集箱外，循环泵常布置在运行层平台。炉水带汽问题，是由于汽水混合物在轴流分离器中较难分离造成的。带汽的程度与分离器的形式、布置、汽包水空间的容积、汽包内轴向水流速度、锅炉负荷以及压力变化等因素有关。炉水带汽率可达 20%以上。炉水带汽会影响水冷壁出口工质含汽率。因为汽包内这种含有蒸汽的炉水与给水相混合凝结成水并加热给水，使给水欠热减少，产生的蒸汽增加即带汽时水冷壁产汽量应等于进入过热器的蒸汽量加上炉水中的这部分蒸汽，使水冷壁中的实际含汽率增大。

（三）直流循环锅炉

1. 工作原理

直流循环锅炉没有汽包，整个锅炉是由许多管子并联，并用集箱连接而成的。在给水泵压头的作用下，给水顺序一次通过加热、蒸发、过热各个受热面，即工质沿锅炉汽水管道流过，依次完成水加热、汽化和蒸汽过热过程，最后蒸汽过热到所给定的温度。

按照循环倍率的定义，直流锅炉的循环倍率 K=1，即在稳定流动时给水流量应等于蒸发量。

2. 特点

在直流循环锅炉中，由于取消了汽包且工质一次性通过各受热面，因此其工作过程具有如下特点：

（1）由于没有汽包，也就是蒸发受热面和过热面之间没有中间分离容器隔断，因此，直流循环锅炉水的加热、蒸发和蒸汽过热的受热面并没有固定的界限。

（2）由于没有汽包，因此，直流循环锅炉的水容量及相应的蓄热能力大为降低。

（3）由于没有汽包和汽水分离装置，直流循环锅炉不能连续排污，因此，直流循环锅炉对给水品质的要求很高。

（4）直流循环锅炉的蒸发受热面中，工质的流动有时会出现一些流动不稳定、脉动等问题。

（5）在直流循环锅炉的蒸发受热面中，必定会出现传热恶化而处于膜态沸腾状态。因此，防止传热恶化是直流循环锅炉设计和运行中必须注意的问题。

（6）直流循环锅炉要有较高的给水泵压头。在一般电厂汽包锅炉中汽水侧阻力为 1～2MPa，直流循环锅炉中则为 3～5MPa。

（7）在直流循环锅炉中应有专门的启动系统，以便在启动时有足够的水量通过蒸发受热面，保护受热面管壁不致被烧坏。

（8）在直流循环锅炉中蒸发受热面不构成循环，无汽水分离问题。因此，当压力增高，汽水密度差减小，以至于超临界压力时，直流循环锅炉仍能可靠地工作。

3. 水动力循环安全运行

由于直流循环锅炉水冷壁间热偏差大、管径小、流速快，水循环安全的特点及控制要点有：

（1）易产生传热恶化，发生膜态沸腾、类膜态沸腾，其控制要点有：当水动力不稳定时减少工质进口欠焓、提高压力。当产生脉动时通过提高工质质量流速和提高加热段与蒸发段的阻力，以减小脉动。

（2）上部和下部对下炉膛高热负荷区域的水冷壁要防止膜态沸腾的发生以免传热恶化，在上炉膛区域控制要点有：重点要控制水冷壁蒸干区域壁温的升高幅度，必须控制在高热负荷区不发生类膜态沸腾，在亚临界区域必须重视水冷壁管内两相流的传热和流动，采取省煤器沸腾保护（分离器压力小于 22.06MPa）。

二、省煤器

给水在锅炉中被加热成为过热蒸汽的过程可分成三个阶段，即给水预热、蒸发、过热。这三次加热分别是在锅炉的三种不同受热面中完成的，这三种不同的受热面及连接管道就组成了锅炉的汽水系统。省煤器就是其中之一，即负责给水预热的设备，可见，它是整个锅炉汽水系统中工质温度最低的一级受热面，流过该设备的工质是单相的水（非沸腾式省煤器）。

（一）省煤器的工作原理

省煤器是利用烟气热量加热给水的热交换器。烟气在管外横向冲刷管束，将热量传递给管壁，水在管内流动，吸收管壁放出的热量，温度升高。这种方式既可以形成逆流传热，节约金属用量，也便于疏水和排气，以减轻腐蚀。

（二）省煤器的作用

设置省煤器是利用烟气余热加热给水，以降低排烟温度、提高锅炉效率、节约燃料消耗，采用省煤器后，给水在进入蒸发受热面之前，先在省煤器中加热，蒸发受热面的吸热量及受热面积必然减少。省煤器中的工质平均温度一般低于水的饱和温度，并采用强制流动，为应用薄壁小管径创造了条件。省煤器的传热温差与传热系数均比相同烟温范围的对流蒸发管束要高，以省煤器受热面取代对流蒸发受热面可大幅度减少金属消耗，此外，给水加热升温后引入汽包（如有），可以减小给水与汽包壁的温差，从而减小汽包热应力。因此，省煤器已成为现代锅炉不可缺少的组成部分，省煤器的作用归纳起来分为以下三点：

（1）节省燃料。在锅炉尾部装设省煤器，可降低烟气温度，减少排烟热损失，提高锅炉效率，节省燃料。

（2）改善汽包的工作条件。由于采用省煤器后，提高了进入汽包的给水温度，使汽包壁与给水之间的温度差及热应力减少，改善了汽包的工作条件，延长

了使用寿命。

（3）降低锅炉造价。由于水的加热是在省煤器中进行的，用省煤器这样的低温部件代替部分价格较高的高温水冷壁，从而降低了锅炉造价。

（三）省煤器的种类

（1）省煤器按使用材料可分为钢管省煤器和铸铁省煤器。目前大中容量锅炉广泛采用钢管省煤器，其优点是强度高，能承受冲击，工作可靠，同时传热性能好，体积小，价格低廉。缺点是耐腐蚀性差，但现代锅炉给水都经严格处理，管内腐蚀这一缺点已基本得以解决。

（2）省煤器按工质加热程度可分为沸腾式省煤器和非沸腾式省煤器。沸腾式省煤器，其出口水温不仅可以达到饱和温度，而且可使部分水汽化，汽化水量一般占给水量的10%～15%，最多不超过20%，以免省煤器中介质的流动阻力过大。中压锅炉多采用沸腾式省煤器，这是因为中压锅炉水的汽化潜热大，加热水的热量小，故需把一部分水的蒸发放到省煤器中进行，以防止炉膛温度过低引起燃烧不稳和炉膛出口烟温过低造成过热器等受热面金属耗量增加，此外也有助于发挥省煤器的作用。非沸腾式省煤器，其出口水温低于该压力下的沸点 20～25℃。高压以上锅炉多采用非沸腾式省煤器，这是因为随着压力的提高，水的汽化潜热相应减小，而加热水的热量相应增大，故需要把水的部分加热转移到炉内水冷壁中进行，以防止炉膛温度和炉膛出口烟温过高，引起炉内及炉膛出口处受热面结渣，所以高压以上锅炉则多采用非沸腾式省煤器。

三、水冷壁

炉膛水冷壁就是布置在四周的、管内流动介质一般为水或汽水两相混合物的受热面。若锅炉为蒸汽锅炉，蒸汽锅炉水冷壁主要为蒸发受热面；若锅炉为热水锅炉或超临界压力锅炉，则水冷壁主要为加热受热面。

在自然循环蒸汽锅炉炉膛内，如果管内工质向上流动，蒸汽锅炉水冷壁也称上升管。

（一）锅炉水冷壁的作用

蒸汽锅炉水冷壁的基本作用为：

（1）吸收炉膛内火焰的热量。由于炉内火焰温度较高，且烟速很低，因此这种吸热主要是通过辐射方式来进行，在炉膛出口处将烟气的温度冷却到足够低的程度。

（2）保护蒸汽锅炉炉墙。由于蒸汽锅炉水冷壁的存在，使得火焰只能部分或完全不接触炉墙，从而起到保护作用。除此之外，水冷壁还能起到悬吊炉墙、防止蒸汽锅炉炉膛结渣等作用。

（二）锅炉水冷壁的类型

（1）光管式水冷壁由一般的锅炉钢管组成。管子排列越密对炉墙保护效果越好。炉墙广泛采用轻质耐火材料和保温材料。这些材料可以砌成炉墙，也可敷设在水冷壁上成为敷管式炉墙以便于安装。小容量，中低压锅炉多采用光管式水冷壁。

（2）膜式水冷壁是将鳍片管（或扁钢与光管）相互焊接在一起组成的整块管屏。膜式水冷壁示意图如图 3-3 所示，它的优点是气密性好，管屏外侧仅需敷以较薄的保温材料，炉膛高温烟气与炉墙不直接接触，有利于防止结渣；管屏可在制造厂成片预制，便于工地安装。大容量，高温高压锅炉多采用膜式水冷壁。

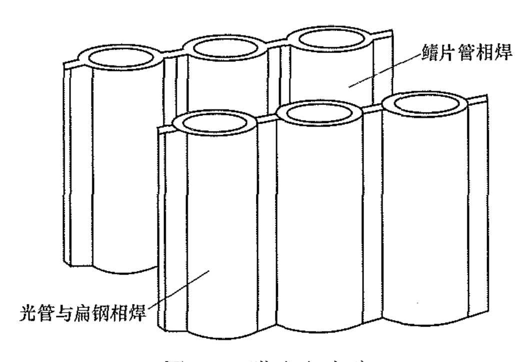


图 3-3 膜式水冷壁

（3）销钉式水冷壁又称刺管式水冷壁。它是按照要求在光管表面焊上一定长度的圆钢，利用销钉可以牢固地在水冷壁上敷设耐火涂料，用以构成卫燃带、液态排渣炉渣池及熔渣段，以及旋风炉的旋风筒。

（4）内螺纹管用于直流循环锅炉、亚临界参数强制循环锅炉、自然循环锅炉炉膛的高热负荷区或汽化率高的水冷壁管段。内螺纹管水冷壁是在管子内壁开出单头或多头螺旋形槽道的管子。如图 3-4 所示，工质在内螺纹管内流动时，发生强烈扰动，使汽水混合物中的水压向管壁，并迫使汽泡脱离壁面被水带走，从而破坏汽膜的形成，防止出现沸腾换热恶化，使水冷壁管壁温度下降。

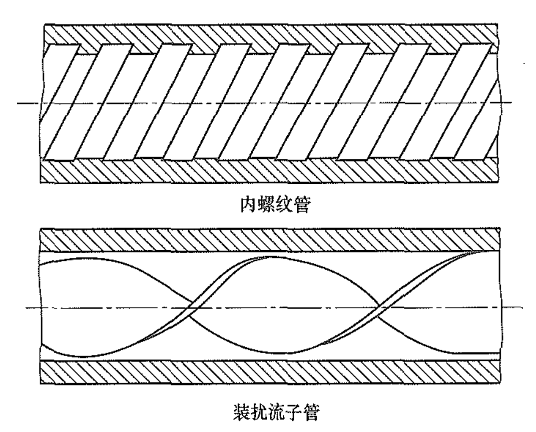


图 3-4 内螺纹管及装扰流子管

（5）双面曝光水冷壁指沿炉高布置在炉膛空间能双面吸收辐射热的水冷壁，多用在大容量锅炉上。

四、过热器和再热器

（一）过热器和再热器的作用及其特点

过热器的作用是将饱和蒸汽加热成具有一定温度的过热蒸汽。在锅炉负荷或其他工况变动时应保证过热蒸汽温度正常，并处在允许的波动范围之内。

再热器的作用是将汽轮机高压缸的排汽加热到与过热蒸汽温度相等（或相近）的再热温度，然后再送到中压缸及低压缸中膨胀做功。

（二）过热器和再热器的分类

1. 按传热方式分类

过（再）热器由并联的钢管组成。过热器和再热器的形式较多，按照不同的分类方式，其类型不同。按照传热方式，过（再）热器可分为对流、辐射及半辐射（后两类也称为屏式受热面）三种。

现代大型电站锅炉均采用复杂的辐射-对流多级布置的过热器系统，过热器管则根据管内工质温度和热负荷大小分别采用不同的材质和壁厚。再热器实际上是一种中压过热器，其工作原理与过热器是相同的，但是由于中压蒸汽的放热系数较低，比热容较小，因此，再热器通常布置在烟温稍低的区域。

（1）对流式过（再）热器布置在水平烟道或尾部竖井中，主要吸收烟气的对流放热量。对流式过（再）热器是由蛇形管组成，其进出口分别用集箱连接。

1）按管子的排列方式分类。对流过（再）热器可分为错列和顺列两种形式，如图 3-5 所示。

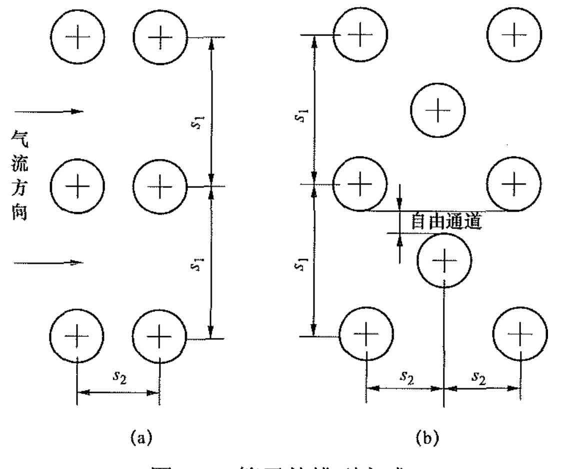


图 3-5　管子的排列方式

（a）顺列；（b）错列

2）按蒸汽和烟气的相对流动方向分类。过（再）热器可分为顺流、逆流、双逆流和混流布置四种，如图 3-6 所示。

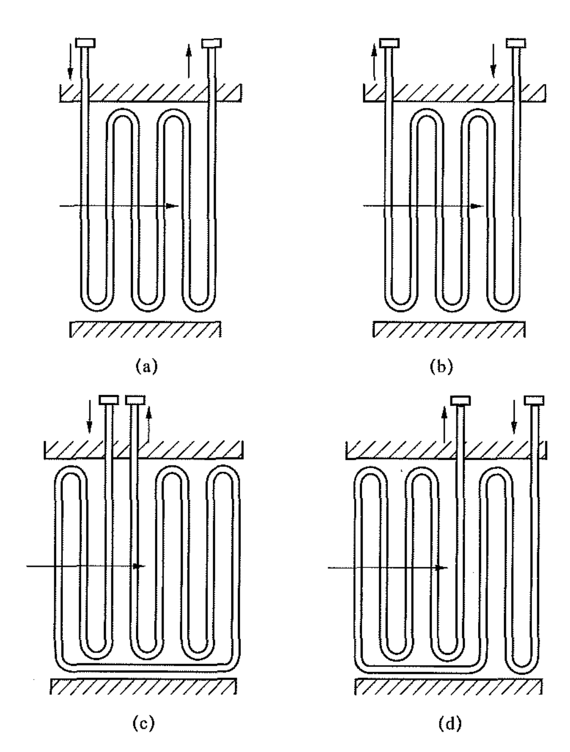


图 3-6　根据烟气与蒸汽相对流动方向划分的过热器形式

（a）顺流式；（b）逆流式；（c）双逆流式；（d）混流式

（2）辐射式过热器布置在炉膛四周的墙上或炉顶，作为一个独立的辐射受热面，吸收炉膛的辐射热。

由于它的热负荷很高传热效果好，故能节省受热面金属。但其工作条件差，应特别注意防止被烧坏。当负荷增加时，炉膛火焰温度提高不多，辐射吸热量因此增加也不多，由此对汽温升高的影响，比不过蒸汽流量增加使汽温降低的影响。因此，辐射过热器过热汽温随锅炉负荷增高而降低。

（3）半辐射过热器常做成屏状，故又称屏式过热器。屏式过热器悬挂于炉膛出口，吸收烟气的对流和辐射传热，但以对流为主。故其工作特性近似于对流过热器，其汽温随负荷增加而增高，但随负荷增加，汽温的上升趋势比较平稳。屏式过热器可降低炉膛出口烟温，对防止对流过热器结焦有利。但它处于高烟温区又受到炉膛火焰的热辐射，因此工作条件较差。设计、运行不当，容易超温烧坏。

由于辐射过热器与对流过热器的工作特性恰好相反，设计过热器时，如果使辐射过热器与对流过热器的吸热量比例保持适当（满负荷时，辐射过热器吸热量占总吸热量的 40%～60%），则可得到比较平坦的汽温-负荷变化曲线。

2. 按受热面的布置方式分类

按受热面的布置方式，可分为垂直式和水平式两种。

（1）垂直式过（再）热器。垂直式过热器又称立式过热器。这种布置结构简单，吊挂方便，积灰少，但停炉后产生的凝结水不易排除。这种布置方式应用广泛。

（2）水平式过（再）热器。水平式（又称卧式）过热器容易疏水，但支吊较复杂，为节省合金钢，常

用管子吊挂。这种过热器在塔式和箱式锅炉中很普遍，在倒U形锅炉的尾部竖井中也有使用。

五、汽包

汽包（也称锅筒）是自然循环锅炉中最重要的受压元件，主要用于中压、高压、亚临界锅炉中。

（一）汽包的作用

汽包的作用主要有：

（1）工质加热、蒸发、过热三过程的连接枢纽，保证锅炉正常的水循环。

（2）内部有汽水分离装置和连续排污装置，保证锅炉蒸汽品质。

（3）有一定水量，具有一定蓄热能力，缓和汽压的变化速度。

（4）汽包上有压力表、水位计、事故放水、安全阀等设备，保证锅炉安全运行。

（二）汽包的结构

汽包是实现汽水分离的装置。

（1）对于低压蒸汽，采用水下孔板＋丝网或波纹板的形式即可。

（2）对于中压蒸汽一级分离为旋风分离，二级为钢丝网或百叶窗加均匀汽孔板。

（3）对于高压蒸汽（大于或等于10MPa）则需要增加蒸汽清洗，或者盐端分离等技术。

汽包的结构如图3-7所示。

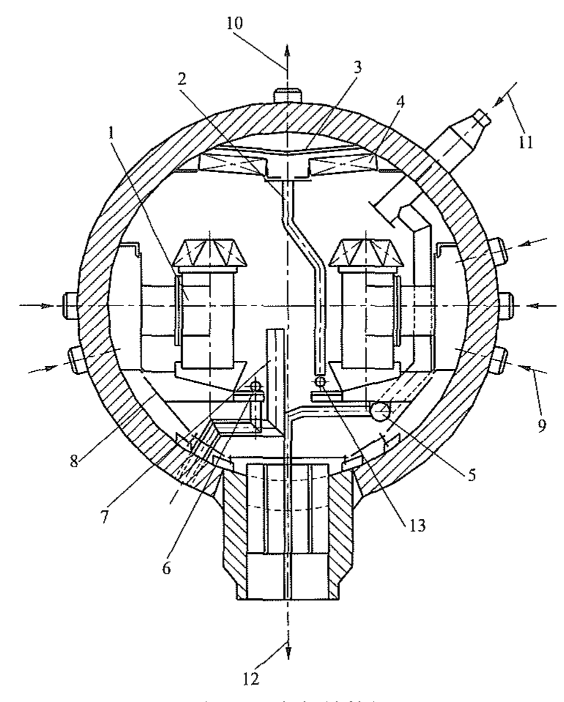


图3-7 汽包结构图

1—旋风分离器；2—疏水管；3—均汽孔板；4—百叶窗分离器；5—给水管；6—排污管；7—事故放水管；8—汽水夹套；9—汽水混合物；10—饱和蒸汽；11—给水；12—循环水；13—加药管

旋风分离器为汽包结构中最重要的部件，旋风分离器由筒体、引入管、顶帽、溢流环、筒底导叶和底板等部件组成。

沿汽包长度在两侧装设若干旋风分离器，每个旋风分离器筒体顶部配置有百叶窗（波形板）分离器，它们的主要作用是将由上升管引入的汽水混合物进行汽和水的初步分离。在汽包内的中上部，水平装设蒸汽清洗孔板，其上有清洁给水层，当蒸汽穿过水层时，便将溶于蒸汽或携带的部分盐分转溶于水中，以降低蒸汽的含盐。靠近汽包的顶部设有多孔板，均匀汽包内上升蒸汽流，并将蒸汽中的水分进一步分离出来。汽包中心线以下设有事故放水管口：正常水位线下设有连续排污管口，再下面布置加药管。下降管入口处还装设了十字挡板，以防止下降管口产生被涡斗造成下降管带汽。

（三）汽包的工作流程

汽包工作流程如下：

（1）从水冷壁来的汽水混合物经过汽包上部引入管进入汽包内部，沿着汽包内壁与弧形衬板形成的狭窄的环形通道流下，使汽水混合物以适当的流速均匀的传热给汽包内壁，这样克服了锅炉启停时汽包上下壁温差过大的困难，可以较快的启动。

（2）进入汽包的汽水混合物分别进入汽水旋风分离器，利用改变流动方向时的惯性进行惯性分离，这是汽水混合物的第一次分离。

（3）被分离出来的蒸汽仍带有不少水分，从分离器顶部进入波形板分离器，波形板装在旋风分离器顶部，带有部分水滴的蒸汽在波形板间的缝隙中流动，使水黏附在金属壁面上形成水膜往下流，将水滴再次分离出来，称为二次分离。

（4）二次分离后的蒸汽最后经过蒸汽清洗，利用水的密度差进行重力分离，这是三次分离。

（5）蒸汽经过三次分离后，达到了蒸汽质量标准，再由汽包顶部饱和蒸汽管引往屏式过热器。

（四）汽包中的水循环

（1）汽包中通常是属于汽水共存的。在一定压力的情况下，汽包内水汽的温度也不同（可参见水的特性表，即额定压力下的额定饱和温度），如果是在饱和状态，则水的温度与汽的温度是相同的。

（2）汽包中水的循环是一种对流热循环（除却汽包外壁的热辐射及烟管或外壁直接热传递外），热的水由于质量轻往上走的过程中将热量进行交换，达到一定的热量后，部分水转化为气态。

六、直流循环锅炉的启动系统

（一）直流循环锅炉启动系统的作用及功能

直流循环锅炉在启动前必须由锅炉给水泵建立一定的启动流量和启动压力，强迫工质流经受热面。由于直流循环锅炉没有汽包作为汽水分离的分界点，水

在锅炉管中加热、蒸发和过热后直接向汽轮机供汽，因此，为了在启动阶段对炉膛提供安全所需的给水量，直流循环锅炉均必须设置一套特有的启动系统，保证锅炉启动和低负荷运行期间水冷壁的安全和正常供汽，具体说来启动系统的作用及功能有如下几个方面：

（1）满足汽轮机各种启动参数的要求。

（2）满足锅炉水冷壁的温升要求。

（3）回收工质及热量。

（4）启动分离器系统能起到在水冷壁出口集箱与过热器之间的温度补偿作用，均匀分配进入过热器的蒸汽流量。

（5）满足锅炉给水系统和水冷壁及省煤器的冷态和温态水冲洗要求，并将冲洗水通过扩容器和冷凝水箱排入冷却水总管或凝汽器。

（二）直流循环锅炉启动系统的形式及分类

直流循环锅炉的启动系统按其分离器在正常运行时是参与系统工作还是解列于系统之外，一般可分为外置式分离器启动系统和内置式分离器启动系统。

1. 外置式分离器启动系统

外置式的启动系统是指启动分离器在机组启动和停运过程中投入运行，而在直流负荷以上运行时解列于系统之外的启动系统，该系统适用于定压运行。

图3-8为一种复合循环的外置式分离器启动系统。启动时由电动给水泵向锅炉给水；系统设置有锅炉节流阀BT和节流旁路阀BTB，其作用是控制水冷壁的压力在规定范围内。

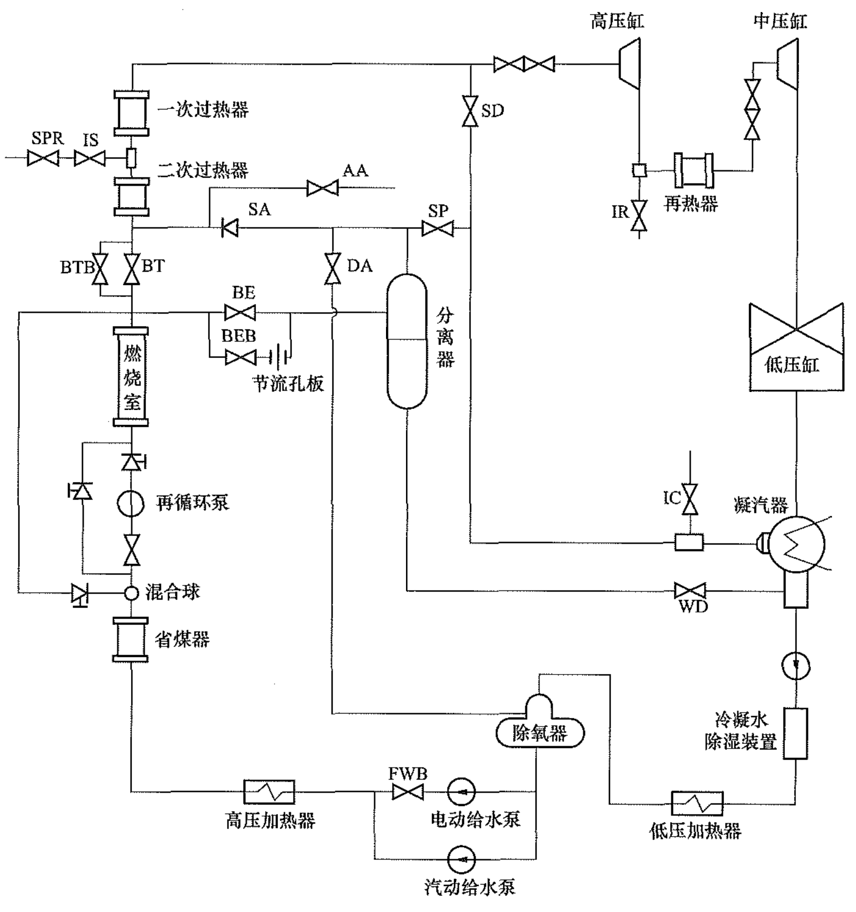


图3-8　复合循环启动旁路系统

外置式启动系统缺点是锅炉汽温较难控制，水冷壁工质在启动阶段一直处于高压状态，操作复杂，不适宜快速启停，只能带基本负荷。另外由于该系统汽温波动较大，对汽轮机运行不利，因此目前国内外的超（超）临界机组启动系统已很少采用这种启动系统。

2. 内置式分离器启动系统

内置式启动系统指在机组启动、正常运行、停运过程中，启动分离器均投入运行，所不同的是在锅炉启停及低负荷运行期间，启动分离器湿态运行，起汽水分离作用；而在锅炉正常运行期间（负荷高于最低直流负荷时，通常为25%BMCR或30%BMCR），从水冷壁出来的微过热蒸汽经过分离器，进入过热器，此时分离器仅起连接通道作用。内置式启动系统的启动分离器设在蒸发区段和过热区段之间，启动分离器与蒸发段和过热器之间没有任何阀门，系统简单，操作方便，不需要外置式启动系统所涉及的分离器解列或投运操作，从根本上消除了分离器解列或投运操作所带来的汽温波动问题，但分离器要承受锅炉全压，对其强度和热应力要求较高。内置式分离器启动系统适用于变压运行锅炉。目前，在世界各国超（超）临

界锅炉上，内置式启动系统得到广泛应用。

内置式的启动系统可分为扩容式（大气式、非大气式两种）、疏水热交换式和锅炉再循环（并联和串联两种）方式。几种内置式分离器启动系统的简单比较见表3-1。

表3-1　内置式分离器启动系统的简单比较

项目	大气式	非大气式	疏水热交换式	锅炉再循环方式
系统				
极低负荷运行	×	×	△	○
频繁启动	×	△	○	○
价格	○	○	△	△

注　○—良；△—中；×—差。1—汽轮机；2—炉膛；3—分离器；4—扩容器；5—热交换器；6—再循环泵；7—过热器；8—再热器。

（1）简单疏水扩容式（大气式）启动系统。如图3-9所示，在机组启动过程中，启动分离器中的疏水经大气式扩容器扩容，二次汽排入大气，二次水经集水箱、疏水泵排至凝汽器。启动系统主要由除氧器、给水泵、大气式扩容器、集水箱、AN阀、ANB阀及启动分离器等组成。

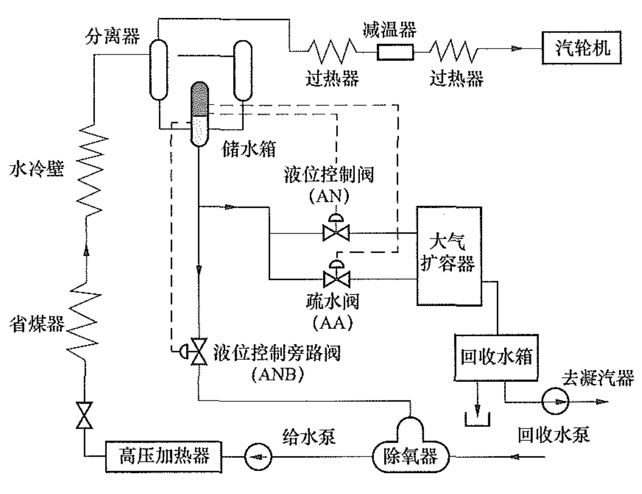


图3-9　简单疏水扩容式启动系统

在锅炉启动时，分离器水位容器建立水位，此时压力为0，点火后，炉水被加热并逐渐开始蒸发产汽，分离器内开始建立压力，此时汽压通过汽轮机旁路门开度来维持和控制，水位由分离器排水阀控制。立式内置式分离器（或水位容器）的长度大，主要是由于满足水位的较大波动和便于控制，因为立式容器横断面积很小，单位长度储水量不大，所以水位波动往往很大，有时波动量达±5m，甚至更大一些，特别是在炉水开始蒸发的阶段，由于水冷壁系统产生汽水膨胀现象，瞬间有大于给水流量的水涌往分离器，使其水位产生剧烈波动。分离器水位的控制是依靠其排水系统的阀门来实现的。为便于水位控制，以及将排水通往不同的地方，往往设置2～3只口径不同的排水阀门，这些阀门在启动阶段都依照程序自动投入，并根据水位及时调整。当机组启动并网后，并且锅炉已达到最低直流运行工况（根据不同的系统而定）时，调节煤水比，使分离器内的进水量逐渐减少，直至达到全饱和蒸汽状态，水位自动消失，排水阀门全部关闭，分离器处在“干态”下运行，这样便完成了整个启动过程，此后锅炉负荷不断增加，进入分离器的介质由饱和汽状态开始变为微过热状态，分离器本身仅仅作为一个连接水冷壁和过热器的通道。分离器从有水位（称为湿态）到无水位（称为干态）的转换过程，被称为切除分离器的“切分”过程。

对于简单疏水扩容式启动系统而言，在分离器切除之前，除了能回收部分的工质和热量之外，大部分的疏水经大气式扩容器扩容后仅回收部分工质，热量全部浪费掉了。

（2）带再循环泵的启动系统。在该系统中启动分离器的疏水经再循环泵送入给水管路，根据再循环泵在系统中与给水泵的连接方式分为串联和并联两种形式。部分给水经混合器进入再循环泵的称为串联系统，给水不经再循环泵的称为并联系统。

两种系统型式的示意图如图3-10所示，其比较见表3-2。

（3）带疏水热交换器的启动系统。如图3-11所示，

启动系统主要由启动分离器、启动疏水热交换器、疏水箱等组成。系统功能与采用大气式扩容器启动系统相似，主要依靠汽水分离器水位控制旁路阀（ANB阀）、汽水分离器水位控制阀（AN 阀）和汽水分离器疏水阀（AA 阀）来完成，三只调节阀的控制操作与前者相同。不同之处在于分离器排水，先经过主给水管路上的疏水热交换器，与给水交换热量。

启动过程中汽水分离器的疏水通过启动疏水热交换器后分成两路：一路经过 ANB 阀流入除氧器水箱；另一路经过并联的 AN 阀和 AA 阀流入凝汽器之前的疏水箱，而后进入凝汽器。在省煤器及水冷壁中吸收了烟气热量的汽水分离器疏水和锅炉给水在启动疏水热交换器，进行热交换，减少了启动疏水热损失。这种启动系统由于疏水热交换器运行压力较高，易泄漏，加之金属耗量及投资均比较大，在国内外均很少采用。

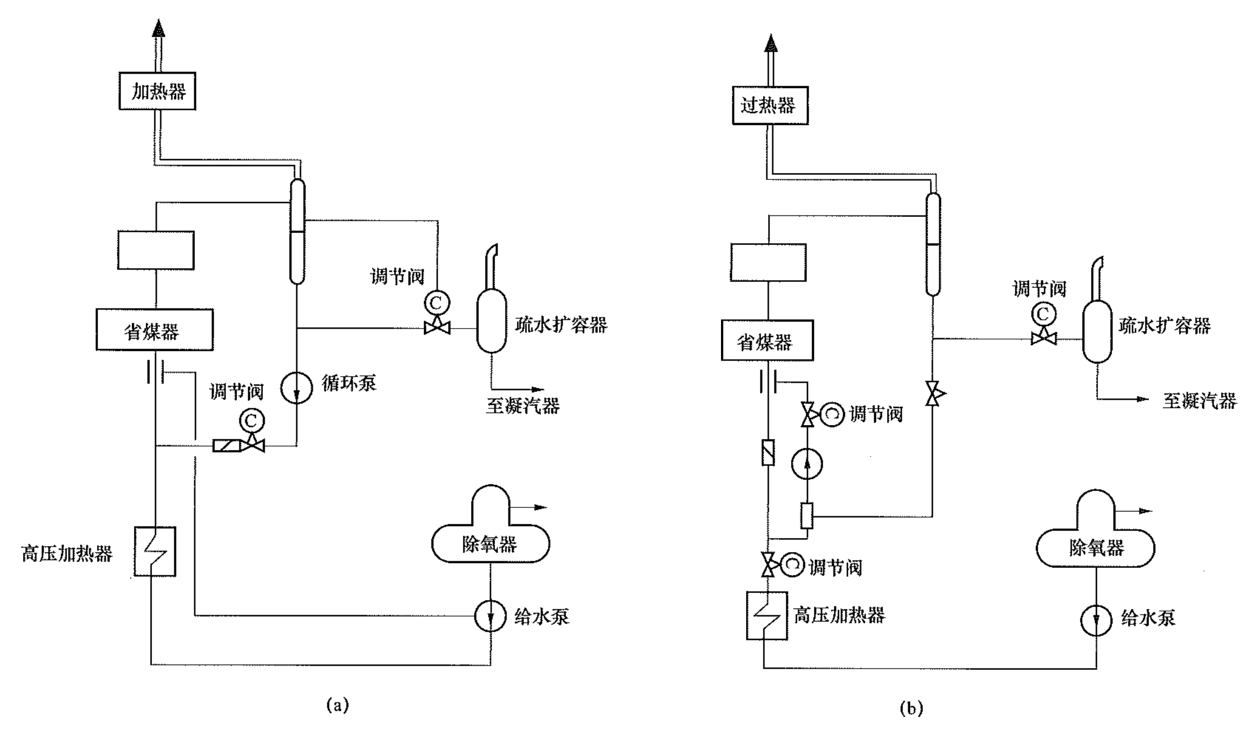


图 3-10　带循环泵的启动系统

（a）并联启动系统；（b）串联启动系统

表 3-2　　串联和并联启动系统的优缺点的比较

布置型式	再循环泵与给水泵并联［图 3-10（a）］	再循环泵与给水泵串联［图 3-10（b）］
优点	（1）不需要混合器。 （2）在混合点始终由给水进行过冷。 （3）可以同时预热整个系统。 （4）再循环泵的故障能够立即用较大的给水量加以补偿，不需要首先隔离泵体	（1）再循环泵主要运行工质为过冷水（欠热水）；一旦压力降低，泵进口处不存在汽化的危险性。 （2）允许较高的降压速度。 （3）可以用水预热循环系统直至混合器，水充满再循环系统直至泵进口。 （4）再循环泵排量只有微小变化。 （5）再循环水控制阀（UG）能用一只简单的开/关阀替代
缺点	（1）再循环泵充满饱和水，一旦压力降低，存在汽化的危险。 （2）只允许低的降压速度。 （3）过冷需要额外的注水。 （4）再循环泵的排量随负荷波动较大。 （5）通常需要安装一只再循环控制阀（UG 阀）	（1）分离器疏水和给水的混合需要一只特殊的混合器。 （2）再循环系统的设计必须同时考虑饱和水的运行（启动给水故障等）。 （3）混合器和分离器之间需另外进行预热。 （4）一旦再循环泵故障需用给水补偿时，再循环泵必须采取特殊的手段与给水流隔绝

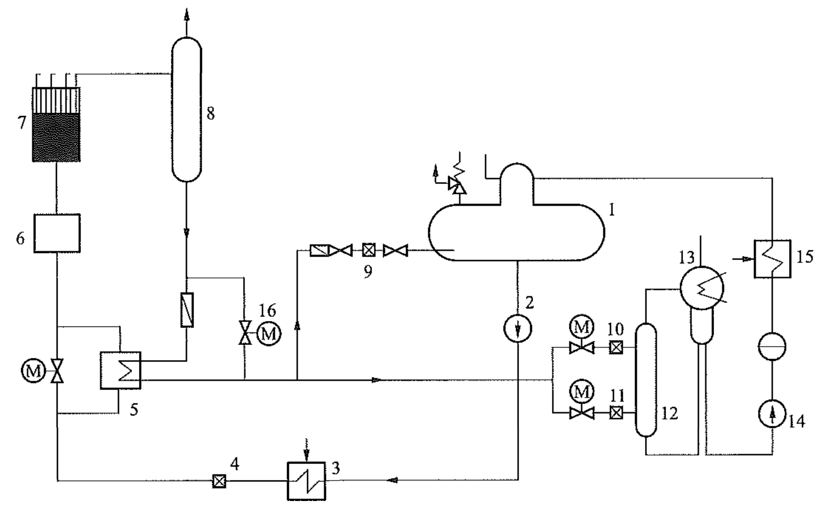


图 3-11 带疏水热交换器的启动系统

1—除氧器水箱；2—给水泵；3—高压加热器；4—给水调节阀；5—启动疏水热交换器；6—省煤器；7—水冷壁；8—启动分离器；9—分离器水位控制阀（ANB 阀）；10—分离器水位阀（AN 阀）；11—分离器疏水阀（AA 阀）；12—疏水箱；13—凝汽器；14—疏水泵；15—低硬度加热器；16—旁路隔绝阀

（三）直流循环锅炉启动系统的选择

直流循环锅炉的启动系统主要采用两种形式。一种为带泵的启动系统，一种为不带泵的启动系统，都属于内置式启动系统，两种都有很多运行业绩。

（1）从热量的利用效率上分析：带泵的启动系统与不带泵的启动系统相比，能够回收更多的热量，同时也可减小工质损失，炉水再循环确保了炉水本身所带的热量都回到炉膛水冷壁，在启动的大部分时间内，几乎没有什么热损失和工质损失。由图 3-12 及图 3-13 可知，带泵的启动系统与不带泵的启动系统在排放水量上的巨大区别，后者在锅炉整个启动过程中，从炉膛水冷壁来的水被连续地排放导致了大量的热损失和工质损失，与此相比，带泵的启动系统只需要在锅炉启动的早期汽水膨胀阶段排水到扩容器中，在此时间段，由于排放的水是处于大气压力下的饱和水，因此热损失很小，而且排放水的焓值也较低，不会有工质在扩容器中被蒸发掉。

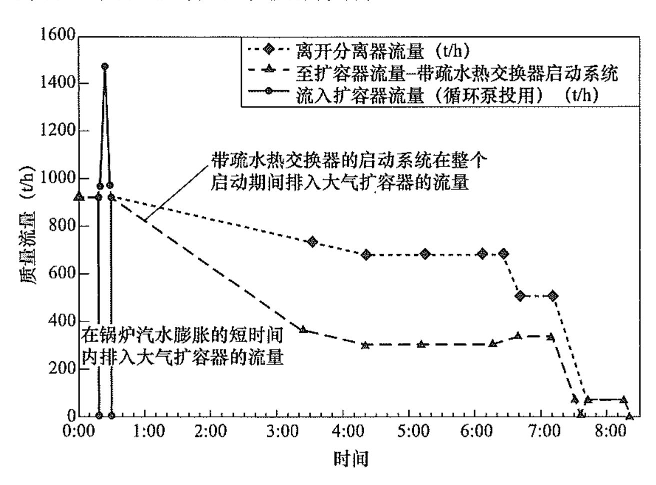


图 3-12 启动过程中工质流量

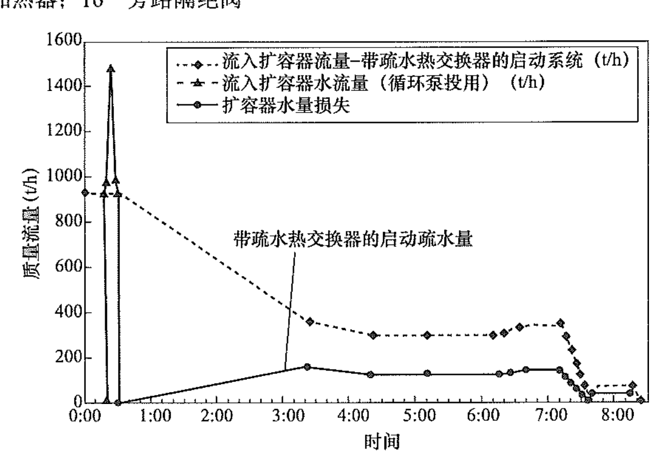


图 3-13 某型号锅炉启动阶段工质损失比较

不带泵的启动系统是通过给水泵来提供必需的水冷壁最小流量，而带泵的启动系统则是通过再循环泵来实现的。对于不带泵的启动过程，所有最小流量的水都在炉膛中被加热，没有蒸发成水蒸气的部分则携带着从炉膛吸收的热量被排到扩容器中。含有高热量的排放水进入扩容器后，在接近大气压力下转化为大量蒸汽和水的混合物，此时，大部分都转化为蒸汽。由图3-14显示了不带泵的启动系统在启动过程中的热损失。与此相反，带泵的启动系统由于很小的排放水量，其热损失也很小，其启动过程中总的热损失大约为不带泵的启动系统的 3%。

带泵的启动系统节省了大量的燃料费用。这些数据在600～1000MW机组上进行的调试中已得到验证。

（2）从所用厂用电大小分析：在同一条件下，由于带再循环泵的启动系统电动给水泵流量小，再循环泵所需的扬程小，而不带再循环泵的启动系统则全部由电动给水泵供给，其需要的扬程高，比较说来带再循环泵的启动系统启动时所耗的电功率要小。另外，

由于启动时间缩短，辅机耗电量也大大减少。

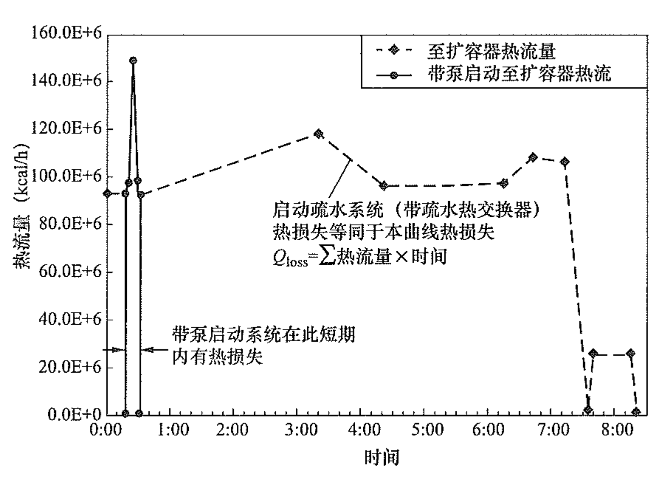


图 3-14　某型号锅炉启动热量损失比较

（3）从启动时间上分析：由于带再循环泵的启动系统在启动的整个过程中能 100%吸收疏水热量，可有效缩短冷态和温态启动时间，相比于简单疏水扩容启动系统，当冷态启动时，点火至汽轮机冲转时间可缩短 60～80min；温态启动可缩短 10～20min，该系统更适合于频繁启动、带循环负荷和二班制运行机组。

（4）从电厂运行维护上分析：带再循环泵的启动系统因增加了一套系统，随之每年带来必需的较高的维修费用；相对于不带再循环泵的启动系统，要复杂得多，运行工作量也大一些。

第二节　锅炉受热面及集箱材料

锅炉受热面及集箱材料选材的基本原则应综合考虑材料的使用性能、工艺性能和经济性，材料的使用性能应根据部件的设计工作温度、受力状况、介质特性及工作的长期性和安全性确定，材料的工艺性能应根据部件的几何形状、尺寸、制造工艺以及部件失效后的修复方法来确定，锅炉用钢管材料可根据 TSG G0001《锅炉安全技术监察规程》选取，见表 3-3。

表 3-3　锅炉用钢管材料

钢的种类	牌号	标准编号	适用范围		
			用途	工作压力（MPa）	壁温（℃）
碳素钢	Q235B	GB/T 3091《低压流体输送用焊接钢管》	热水管道	≤水管道	—
	L210	GB/T 9711《石油天然气工业管线输送系统用钢管》	热水管道	≤水管道	
	10，20	GB/T 8163《输送流体用无缝钢管》	受热面管子	≤热面管	≤热面管
			集箱、管道		≤箱、管
		GB 3087《低中压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	≤热面管	≤热面管
			集箱、管道		≤箱、管
	20G	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
			集箱、管道		≤箱、管
	20MnG，25MnG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
			集箱、管道		≤箱、管
合金钢	15Ni1MnMoNbCu	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	集箱、管道	不限	≤限、管
	15MoG，20MoG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
	12CrMoG，15CrMoG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
			集箱、管道	不限	≤限、管
	12Cr1MoVG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
			集箱、管道	不限	≤限、管
	12Cr2MoG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
		GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	集箱、管道	不限	≤限、管
	12Cr2MoWVTiB	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	12Cr3MoVSiTiB	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	07Cr2MoW2VNbB	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	10Cr9Mo1VNbN	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
		GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	集箱、管道	不限	≤限、管

续表

钢的种类	牌号	标准编号	适用范围		
			用途	工作压力（MPa）	壁温（℃）
合金钢	10Cr9MoW2VNbBN	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
		GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	集箱、管道	不限	≤限、管
	07Cr19Ni10	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	10Cr18Ni9NbCu3BN	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	07Cr25Ni21NbN	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	07Cr19Ni11Ti	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子
	07Cr18Ni11Nb	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管
	08Cr18Ni11NbFG	GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》	受热面管子	不限	≤限面管子

一、水冷壁材料

水冷壁是锅炉的水汽转变受热面，即循环水在水冷壁中由液态变成气态水蒸气。表 3-4 列出了按机组参数分类的各类锅炉所用水冷壁常用材料。

表 3-4　　水冷壁材料

机组参数等级	机组容量	水冷壁材料
超高压	100MW 及以上	20G
亚临界	300MW 及以上	20G，SA210C
超临界	350MW 及以上	T2（内螺纹管），15CrMoG，T12，T22，12Cr1MoVG
超超临界（USC）	600MW 及以上	T2（内螺纹管），15CrMoG，T12，T22，12Cr1MoVG

水冷壁管用于吸收炉膛中高温火焰和烟气的辐射热量，使管内介质受热蒸发，并起保护炉墙的作用。管内会因水质不好而产生垢蚀，管外会因燃料中含硫量高而受硫腐蚀，对水冷壁管材料的主要要求有：水冷壁管金属具有一定强度（以使得管壁厚度不至于过厚，否则会影响加工与传热），传热效率高，有一定的抗腐蚀性能，工艺性能好（如冷弯、焊接等性能）。

二、过热器及再热器材料

过热器是把锅炉蒸汽加热到额定过热温度的受热面。表 3-5 列出了按机组参数分类的各类锅炉过热器常用材料。

表 3-5　　过热器材料

机组参数等级	机组容量	过热器材料
超高压	100MW 及以上	15CrMoG，12Cr1MoVG
亚临界	300MW 及以上	15CrMoG，12Cr1MoVG，T23，T91，T92
超临界	350MW 及以上	12Cr1MoVG，T23，T91，T92，TP347H，TP347HFG
超超临界	600MW 及以上	12Cr1MoVG，T23，T91，T92，TP347H，TP347HFG，SUPER304H，HR3C

再热器是对经汽轮机高压缸做功后的过热蒸汽再次加热到额定温度的受热面。表 3-6 列出了按机组参数分类的各类锅炉再热器常用材料。

表 3-6　　再热器材料

机组参数等级	机组容量	再热器材料
超高压	100MW 及以上	15CrMoG，12Cr1MoVG
亚临界	300MW 及以上	12Cr1MoVG，T23，T91，T92
超临界	350MW 及以上	12Cr1MoVG，T23，T91，T92，TP347H，TP347HFG
超超临界	600MW 及以上	12Cr1MoVG，T23，T91，T92，TP347H，TP347HFG，SUPER304H，HR3C

过热器和再热器管均布置在锅炉烟温较高区域，运行中，这两种管子的管壁温度均高于管内介质温度，长期处于高温应力作用下（即在产生蠕变的条件下）工作，管子外壁要承受高温烟气的腐蚀和磨损，管子内壁要承受蒸汽腐蚀。

要求过热器管和再热器管金属有足够高的蠕变强度、持久强度和持久塑性，在高温长期运行中组织稳定性好，有良好的工艺性能（特别是要焊接性能好及良好的冷加工性能），抗氧化性能高（通常要求过热器管和再热器管金属在运行温度下的氧化速度应小于 0.1mm/年）。

三、集箱及管道

（一）集箱及管道材料

集箱是受热面管与蒸汽管道的过渡部件，而蒸汽管道顾名思义则是蒸汽的传输管，均采用大口径或中口径管制造。表 3-7 列出了按机组参数分类的各类锅炉集箱和蒸汽管道常用材料。

表 3-7　　集箱及蒸汽管道材料

机组参数等级	机组容量	集箱及管道材料
超高压	100MW 及以上	20G，15CrMoG，12Cr1MoVG
亚临界	300MW 及以上	20G，15CrMoG，12Cr1MoVG，P12
超临界	350MW 及以上	12Cr1MoVG，P91，P92
超超临界（USC）	600MW 及以上	12Cr1MoVG，P91，P92

（二）集箱及管道材料的性能要求

集箱的结构较为复杂，上面有很多插管座，其用钢也由其工作条件决定，基本上与同参数的蒸汽管道一致。由于集箱和蒸汽管道一旦发生爆炸事故将对人身及设备造成重大危害，因此对同一钢号，用于集箱或蒸汽管道的材料，其允许的最高金属温度比过热器管低 30～50℃。

蒸汽管道外部不受高温烟气的作用，仅受其内部过热蒸汽的温度和压力的作用，因其处于高温应力的条件下，是在产生蠕变的条件下运行。

要求集箱和蒸汽管道金属有足够高的蠕变强度、持久强度和持久塑性，在高温长期运行中组织稳定性好，有良好的工艺性能（特别是要焊接性能好），抗氧化性能高（通常要求在运行温度下的氧化速度应小于 0.1mm/年）。

第三节　炉膛及燃烧器

一、煤粉锅炉的炉膛

炉膛又称燃烧室，是供燃料燃烧的空间，炉膛的横截面一般为正方形或矩形。燃料在炉膛内燃烧形成火焰和高温烟气，炉膛四周的炉墙由耐高温材料和保温材料构成，在炉墙的内表面上敷设水冷壁管，它既保护炉墙不致烧坏，又吸收火焰和高温烟气的大量辐射热。炉膛的结构、形状、容积和高度都要保证燃料充分燃烧，并使炉膛出口的烟气温度降低到熔渣开始凝结的温度以下。当炉内的温度超过灰熔点时，灰便呈熔融状态，熔融的灰渣颗粒在触及炉内水冷壁管或其他构件时会粘在上面，黏结的灰粒逐渐增多，遂形成渣块，称为结渣。结渣会降低锅炉受热面的传热效果。严重时会堵塞烟气流动的通道，影响锅炉的安全和经济运行。

炉膛设计需要充分考虑使用燃料的特性，每台锅炉应尽量燃用原设计的燃料，燃用特性差别较大的燃料时，锅炉运行的经济性和可靠性都可能降低。

（一）炉膛设计压力的取值

炉膛设计压力是指设计炉膛壁面时所规定的结构强度计算压力，对于炉膛设计压力的概念，是将炉膛防内爆设计瞬态压力除以一个安全系数换算得到的，此安全系数为材料按屈服极限确定基本许用应力时的安全系数。在 DL/T 5121《火力发电厂烟风煤粉管道设计技术规程》中分为引进型和传统型，对于引进型锅炉安全系数取 1.67，传统型锅炉取 1.5。在《进口大容量电站锅炉及附属设备技术谈判指南》中规定炉膛的设计承压能力一般按大于 5800Pa 考虑，瞬间承受能力应不低于±8700Pa，取用了 1.5 的安全系数。美国 NFPA 的标准中仅对炉膛设计瞬态压力给予规定，并没有规定安全系数的取值。

炉膛设计压力 $p_{F,ds}$ 系以炉膛瞬态设计压力 $p_{F,mft}$ 为基础，即

$$p_{F,ds}=\frac{p_{F,mft}}{n_s} \tag{3-1}$$

式中　$p_{F,ds}$ ——炉膛结构的设计压力，kPa；

$p_{F,mft}$ ——在锅炉主燃料跳闸（MFT）时的炉膛瞬态防爆压力，kPa；

n_s ——材料按屈服极限确定基本许用应力时的安全系数。

根据 DL/T 5240《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》，规定炉膛瞬态防爆压力应满足下列要求：

（1）炉膛瞬态防爆正压的允许值取决于送风机在环境温度下的选型点（TB 点）风压；若送风机在环境温度下的 TB 点风压低于 8.7kPa，则炉膛瞬态防爆正压应取为+8.7kPa；若送风机在环境温度下的 TB 点风压高于 8.7kPa，炉膛瞬态防爆正压宜仍取为+8.7kPa。

（2）炉膛瞬态防爆负压的允许值取决于引风机在环境温度下的选型点（TB 点）风压。若引风机在环境温度下的 TB 点风压低于 8.7kPa，则炉膛瞬态防爆负压应取为−8.7kPa；若引风机在环境温度下的 TB 点风压高于 8.7kPa，但不大于 12kPa 时，炉膛瞬态防爆负压宜仍取为−8.7kPa。

（3）当锅炉尾部采用的烟气净化设备阻力较大，引风机在环境温度下的 TB 点风压大于 12kPa 时，炉膛瞬态防爆负压宜根据引风机特性进行安全特性评估，或与锅炉厂协商论证进一步优化炉膛结构设计标准。

（4）循环流化床锅炉炉膛瞬态防爆正压按 1.67 倍计算区域预计的工作压力或+8.7kPa 这两者中的大者取用，但不要求高于一次风机在环境温度下的 TB 点风压。循环流化床锅炉炉膛瞬态防爆负压的取值标准同煤粉锅炉。

（5）在锅炉采购规范书中应提出对炉膛瞬态防爆压力或炉膛设计压力的要求。对于煤粉锅炉，内爆和外爆绝对值可相同。

（二）炉膛轮廓尺寸

表征炉膛轮廓几何结构及燃烧器布置的特征尺寸，应按炉膛四周水冷壁中心线计量，如图 3-15 所示，（分Π形布置的锅炉和塔式布置的锅炉）。

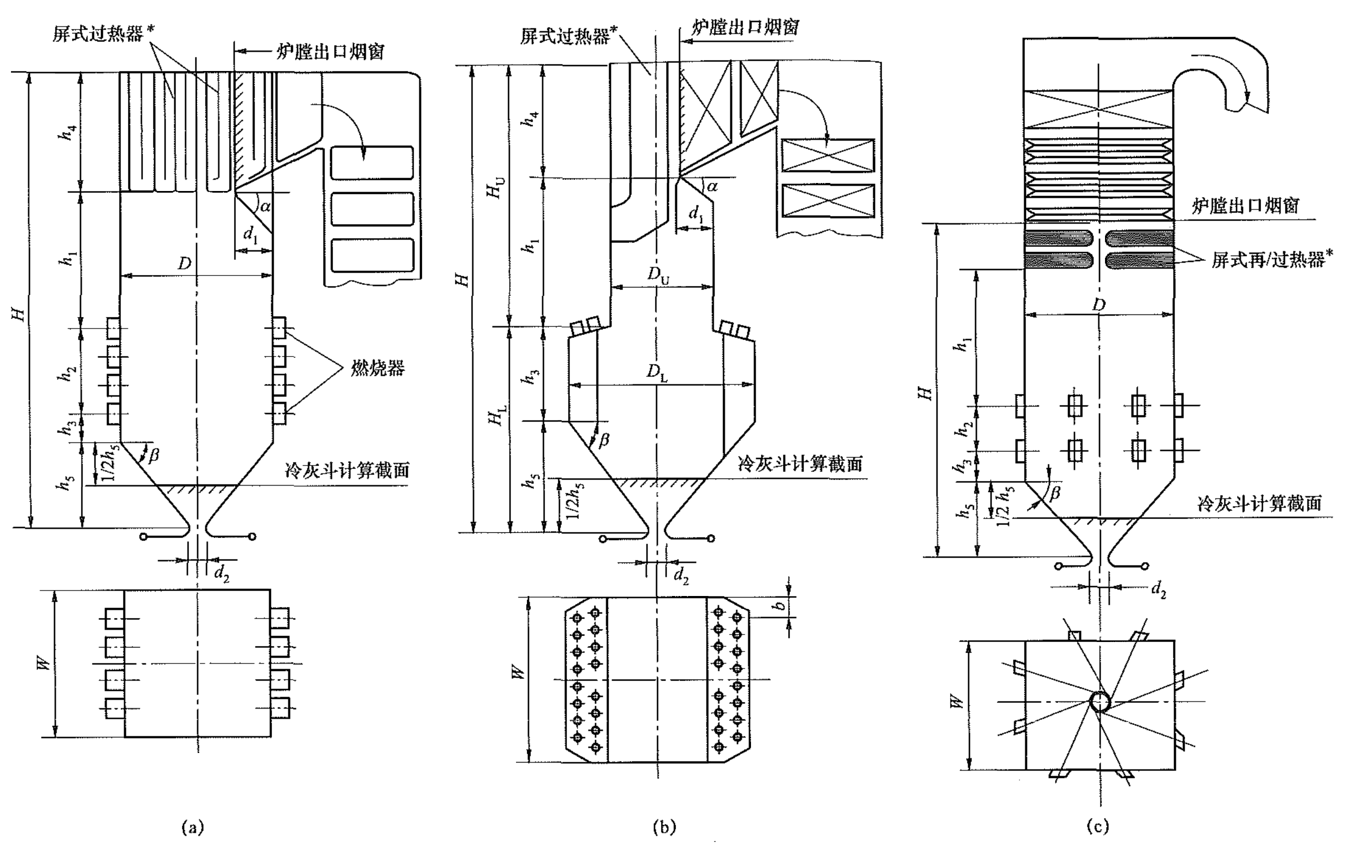


图 3-15　锅炉炉膛轮廓尺寸示意图

*炉膛范围内的屏式受热面，各屏板间的水平净距离应大于 457mm。

（a）Π形布置，切向或墙式燃烧；（b）Π形布置，双拱燃烧；（c）塔式布置，切向或墙式燃烧

H —炉膛高度，对Π形炉为从炉底排渣喉口至炉膛顶棚管中心线的距离，对塔式炉为从炉底排渣喉口至炉膛出口水平烟窗的距离；

W —炉膛宽度，左右侧墙水冷壁管中心线间距离；

D —炉膛深度，前后墙水冷壁管中心线间距离；

H_L —（双拱燃烧，即 W 形火焰）下炉膛高度，从炉底排渣喉口至拱顶上折点垂直距离；

H_U —（双拱燃烧，即 W 形火焰）上炉膛高度，从拱顶上折点至炉膛顶棚管中心线垂直距离；

D_L —（双拱燃烧，即 W 形火焰）下炉膛深度；

D_U —（双拱燃烧，即 W 形火焰）上炉膛深度；

h_1 —燃尽区高度，对Π形炉为最上层燃烧器一次风煤粉喷口中心线至屏底的垂直距离，见图 3-15（a）；对于双拱燃烧炉膛可取为拱顶上折点至折焰角尖端的垂直距离，见图 3-15（b）；对于塔式炉则为最上层一次风喷口或乏气喷口至炉内水平管束最下层管中心线的垂直距离，见图 3-15（c）；

h_2 —燃烧器最上层煤粉喷口与最下层煤粉喷口中心线之间的垂直距离；

h_3 —燃烧器最下层煤粉喷口中心线与冷灰斗上折点的垂直距离，双拱燃烧炉膛为拱顶上折点至冷灰斗上折点的垂直距离；

h_4 —（Π形炉）折焰角尖端（如有直段，则为其上折点）至顶棚管中心线的垂直距离；

h_5 —冷灰斗高度，即排渣喉口至冷灰斗上折点的垂直距离；

d_1 —折焰角深度，即Π形炉折焰角尖端至后墙水冷壁中心线的水平距离；

d_2 —排渣喉口净深度；

b —炉膛横断面上炉墙切角形成的小直角边尺寸，见图 3-15（b）；

α —折焰角下倾角；

β —冷灰斗斜坡与水平面的夹角

（三）炉膛有效容积 V

按炉膛轮廓尺寸及下列 4 项原则计算出的炉膛容积。

（1）对于 Π 形布置的锅炉，炉膛出口烟窗（断面）一般规定在炉膛后墙折焰角尖端垂直向上直至顶棚管形成的假想平面，如图 3-15（a）及图 3-15（b）所示。布置在上述假想平面以内（即炉膛侧）的屏式受热面的屏板净间距平均值应大于或等于 457mm；如小于 457mm，则该屏区应从炉膛有效容积中剔除。例如，布置在上述假想平面前的屏（一般称为后屏）平均净间距小于 457mm，则此时炉膛出口烟窗相应移到该屏区之前，如图 3-16 所示。

若在上述假想平面后的屏式受热面屏板净间距平均大于或等于 457mm，此时炉膛出口烟窗可以沿烟流方向后移到出现管子横向净间距平均小于 457mm 的断面，但最远不得超过炉膛后墙水冷壁管中心线向上延伸形成的断面，如图 3-17 所示。

（2）对于塔式布置的锅炉，炉膛出口烟窗为沿烟气行程遇到的受热面水平方向管间净距离平均小于 457mm 的第一排管子中心线构成的水平假想平面，如图 3-15（c）所示。

（3）炉膛底部冷灰斗区有效容积只计上半高度，冷灰斗的下半高度区域被认为是对燃烧无用的呆滞区（但有助于降低炉渣温度），如图 3-15 所示。

（4）炉膛的四角设计有较大的切角［切角三角形的小边长 $b \geqslant \sqrt{w \times D}/10$，如图 3-15（b）］所示，其炉膛有效容积应按切角壁面包裹的实际体积计算。

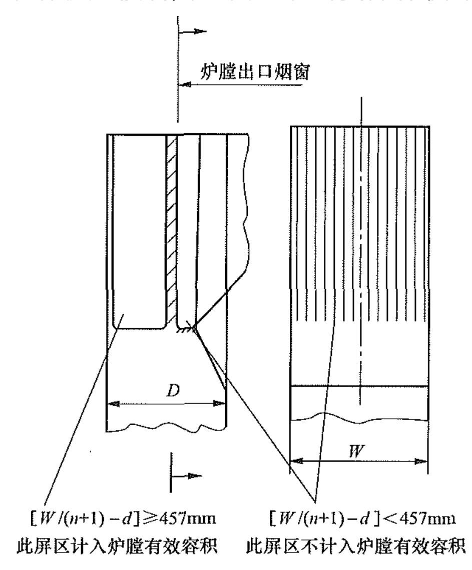


图 3-16　炉膛出口烟窗因后屏净间距离过小而前移示例
n—管屏数；d—管外径

（四）炉膛断面面积 F_c

特指炉膛空间在燃烧器区的横截面面积，按式（3-2）计算。

$$F_c = W \times D \tag{3-2}$$

式中　F_c——炉膛断面面积，m²；

W——炉膛宽度，左右侧墙水冷壁管中心线间距离，m；

D——炉膛深度，前后墙水冷壁管中心线间距离，m。

炉膛四角设计有较大的切角（切角三角形的小边长 $b \geqslant \sqrt{w \times D}/10$）时，式（3-2）应扣除切角面积。

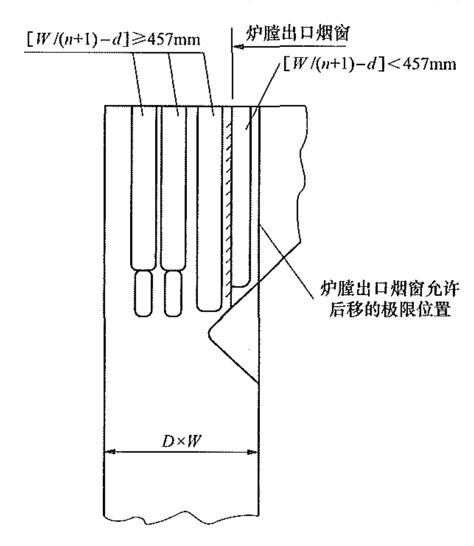


图 3-17　炉膛出口烟窗允许后移示例

（五）燃烧器区炉壁面面积 F_B

燃烧器区（即假想的燃烧中心区）四周炉膛辐射吸热壁面面积，按式（3-3）计算。

$$F_B = 2(W+D)(h_2+3) \tag{3-3}$$

式中　F_B——燃烧器区炉壁面面积，m²；

W——炉膛宽度，左右侧墙水冷壁管中心线间距离，m；

D——炉膛深度，前后墙水冷壁管中心线间距离，m；

h_2——燃烧器最上层煤粉喷口与最下层煤粉喷口中心线之间的垂直距离，m。

式（3-3）中（h_2+3）表示燃烧器区高度较 h_2 增加 3m。燃烧器区炉膛四角设计有较大的切角（切角三角形的小边长 $b \geqslant \sqrt{w \times D}/10$）时，式（3-3）中的“2（$W$+$D$）”项应按实际炉膛横断面周长计。

燃烧器区水冷壁表面如局部敷有卫燃带，式（3-3）计算视同未敷。

双拱燃烧炉膛不计算 F_B。

（六）炉膛燃尽区容积 V_m

相应于燃尽高度 h_1 范围内的炉膛容积，按式（3-4）和式（3-5）计算，炉膛折焰角占据的容积不扣除。

$$V_m = W \times D \times h_1 \text{（切向及墙式燃烧）} \tag{3-4}$$

或

$$V_m = W \times D_u \times h_1 \text{（双拱燃烧）} \tag{3-5}$$

式中　V_m——燃尽区炉膛计算容积，m³；

W——炉膛宽度，左右侧墙水冷壁管中心线间

距离，m；

D——炉膛深度，前后墙水冷壁管中心线间距离，m；

D_u——（双拱燃烧）上炉膛深度，m；

h_1——燃尽区高度，m。

（七）锅炉输入热功率

锅炉设计计算燃煤量与设计煤种收到基低位发热量的乘积，按式（3-6）计算：

$$P=B（1-q_4/100）Q_{net, v, ar} \quad (3-6)$$

式中 P——锅炉输入热功率，MW；

B——锅炉设计燃煤量，kg/s；

q_4——固体未完全燃烧热损失，%；

$Q_{net,v,ar}$——设计燃煤收到基低位发热量，MJ/kg。

锅炉选型应按锅炉最大连续出力（BMCR）工况计算，特殊情况下按锅炉额定出力（BRL）工况计算时，应注明“P（BRL）”。

（八）炉膛特征参数

根据锅炉输入热功率及炉膛轮廓尺寸计算确定的一组特征参数，简称炉膛特征参数，见表3-8。

表 3-8 煤粉燃烧炉膛特征参数

炉膛特征参数	切向燃烧；墙式燃烧	双拱燃烧
炉膛容积放热强度 q_V（BMCR）（kW/m³）	√	√
下炉膛容积放热强度 $q_{V,L}$（BMCR）*（kW/m³）		√
炉膛断面放热强度 q_F（BMCR）（MW/m²）	√	√
燃烧器区壁面放热强度 q_B（BMCR）（MW/m²）	√	
燃尽区容积放热强度 q_m（BMCR）（kW/m³）	√	√
燃尽高度 h_1**（m）	√	

* 或代之以炉膛容积放热强度 q_V 与 $q_{V,L}$ 之比，即 $q_V/q_{V,L}$。

** 可与 q_m 任选其一，两者关系式为 $h_1=q_F/q_m$。

表3-8内放热强度参数取值皆用BMCR工况，特殊情况下也可用锅炉额定出力工况值代替，此时它们的表示符号应用（BRL）代替（BMCR）。

（九）炉膛容积放热强度（炉膛容积热负荷 q_V）

锅炉输入热功率（P）与炉膛有效容积（V）的比值，按式（3-7）计算。

$$q_V=（P/V）\times 10^3 \quad (3-7)$$

式中 q_V——炉膛容积放热强度，kW/m³。

对双拱燃烧炉膛，还采用下炉膛容积放热强度 $q_{V,L}$ 作为辅助特征参数，按式（3-8）计算：

$$q_{V,L}=（P/V_L）\times 10^3 \quad (3-8)$$

式中 $q_{V,L}$——下炉膛容积放热强度，kW/m³；

V_L——双拱燃烧锅炉下炉膛的有效容积，相应于图3-15（b）中（H_L–0.5h_5）高度范围内的炉膛容积，m³。

（十）炉膛断面放热强度（炉膛断面热负荷 q_F）

锅炉输入热功率与炉膛燃烧器区横断面积的比值，按式（3-9）计算。

$$q_F=P/F_C \quad (3-9)$$

式中 q_F——炉膛断面放热强度，MW/m²。

（十一）燃烧器区壁面放热强度（燃烧器区壁面热负荷 q_B）

锅炉输入热功率与燃烧器区壁面面积的比值，按式（3-10）计算，双拱燃烧炉膛不计算 q_B。

$$q_B=（P/F_B） \quad (3-10)$$

式中 q_B——燃烧器区壁面放热强度，MW/m²。

（十二）燃尽区容积放热强度（燃尽区容积热负荷 q_m）

锅炉输入热功率（P）与燃尽区炉膛容积（V_m）的比值，按式（3-11）计算。

$$q_m=（P/V_m）\times 10^3 \quad (3-11)$$

式中 q_m——燃尽区容积放热强度，kW/m³。

q_m 的物理意义是它基本反映了最上层喷口喷出的煤粉在炉内的最短可能停留时间 τ。q_m 越小，停留时间越长，该层煤粉射流的燃尽越可得到保证，也有利于降低屏区入口局部烟温，避免沾污结渣倾向。

（十三）燃尽高度 h_1

它表征上层喷口的煤粉在炉内的最短可能停留时间，而燃尽区放热强度也是考虑了炉膛断面因素的影响，可以较准确地反映出最上层喷口的煤粉在炉内最短可能停留时间的另外一种方式。两者的换算关系为

$$h_1=q_F/q_m \text{ 或 } q_m=q_F/h_1 \quad (3-12)$$

确定 h_1（或燃尽区放热强度 q_m、煤粉在炉内的停留时间 τ）是为了保证煤粉的燃尽，并使炉膛出口烟温降低到适宜的程度，防止炉膛出口处结渣。

（十四）切向燃烧炉膛选型

1. 炉膛特征参数的选取

对于切向燃烧方式的炉膛，选型准则宜用以下4项主要特征参数：炉膛容积放热强度 q_V（BMCR），kW/m³；燃烧器区壁面放热强度 q_B（BMCR），MW/m²；炉膛断面放热强度 q_F（BMCR），MW/m²；燃尽区容积放热强度 q_m（BMCR），kW/m³。

第4项特征参数也可代之以 h_1（下限值）。

2. 特征参数限值的推荐范围

采用切向燃烧方式的300、600、1000MW容量级机组锅炉，燃用烟煤（含贫、瘦煤）时，其炉膛特征参数（上限值或下限值或可用值）的推荐范围见表3-9。

表 3-9　　切向燃烧方式炉膛特征参数限值推荐范围

设计煤质	IT＜700℃（V_{daf}＞2.5%）***					
锅炉布置方式	Π形			塔式		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000	300	600	1000
q_V（BMCR）上限值（kW/m³）	90～!05	80～95	65～5	—	75～90	60～75
q_F（BMCR）可用值（MW/m²）	4.2～4.8	4.0～5.0	4.0～50	—	4.3～5.2	4 3～5 2
q_B（BM CR）上限值*（MW/m²）	U ～1. 8	1.2～1.8	1.2～1.8	—	1.0～1.5	I0 ～1.5
q_m（BMCR）上限值**（kW/m³）	200～260			200～240		
h_1 下限值*（m）	18～20	20 ～24	22 ～27	—	22～26	26～30
设计煤质	IT≥700℃（V_{daf}≤25%）					
炉膛布置方式	Π形			塔式		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000	300	600	1000
q_V（BMCR）上限值（kW/m³）	85～100	75～90	65～80	—	80～95	70～80
q_F（BMCR）可用值（MW/m³）	4.2～5.0	4.4～5.2	4.5～5.0	—	4.4～5.2	4.8～5.2
q_B（BMCR）上限值**（MW/m²）	1.4～2.0	1.4～2.0	1.4～2.0	—	1.2～1.8	1.3～1.8
q_m（BMCR）上限值*（kW/m³）	200～260			200～240		
h_1 下限值*（m）	18～22	20～26	24～28	—	23～27	27～31

*　q_m 和 h_1 两种特征参数可以任选其一。

**　对于高硫煤，应当降低燃烧器区壁面热负荷。

***　IT 为着火温度，℃。

当采取一些有效的强化着火措施，而采用切向燃烧方式燃用无烟煤时，为保证稳定的着火和良好的燃尽特性，应取用较高的 q_F 和 q_B 值，而 q_V 应取用低值，h_1 应取用更大些的值，即采用瘦高型炉膛。

3. 特征参数适宜值的遴选

为新建、扩建机组确定炉膛选型规范而从表 3-9 所列的炉膛特征参数限值推荐范围内遴选适宜值时，应按机组容量和设计及校核煤种燃烧性能依表3-10给出的影响趋势酌定。

对于严重结渣性煤，q_V、q_F、q_B 和 q_m 都宜从表 3-9 中选其相应的较小值或最小值，而 h_1 则宜选其较大值或最大值。对于着火性差而低结渣性煤，q_F 宜取较大值。

在一般条件下，更要留意 q_V 的选值不宜过高或过低；过高会影响燃尽，导致炉膛出口烟温过高以致受热面局部结渣，而过低则会使蒸发与过热受热面分配失衡，危及锅炉运行性能。

表 3-10 机组容量和煤质特性对特征参数限值的影响趋势

机组容量和煤质特性	特征参数				
	q_V	q_F	q_B	q_m	h_1
机组容量↑	↓	↑	—	—	↑
煤的结渣性↑	↓	↓	↓	↓	↑
煤的着火性↓	↓	↑	↑	—	—
煤的燃尽性↓	↓	—	—	↓	↑

4. 切向燃烧炉膛结构相关要求

切向燃烧炉膛水平断面的宽/深比（W/D）应尽量趋近 1，而不宜超过 1.5。固态排渣切向燃烧炉膛最下排煤粉喷口中心线与冷灰斗上折点的垂直距离 h_3 的取值，对水平固定式喷口，300MW 机组宜取 $h_3 \geqslant 4$m；600MW 机组宜取 $h_3 \geqslant 5$m；1000MW 机组宜取 $h_3 \geqslant 5.5$m；对于摆动式喷口宜再增加 0.5～1m。h_3 取值也与设计煤种的结渣特性有关，严重结渣性煤应适当增加该段高度（应与冷灰斗斜坡下倾角β联同考虑，此时β宜大于或等于 55°）。

切向燃烧方式的设计应采取措施避免炉内火焰冲刷水冷壁而产生结渣或高温腐蚀；对Π形布置的锅炉，还应采取措施减轻上部炉膛烟气的残余旋转强度，降低炉膛出口烟窗烟流能量分布的不均匀性，避免引起过/再热器局部超温问题。

5. 切向燃烧炉膛的配风参数

配直吹式制粉系统的切向燃烧锅炉采用的一次风喷口数量及一、二次风率，风速，炉膛出口过量空气系数等设计参数宜按表 3-11 选取。

表 3-11 配直吹式制粉系统的切向燃烧器设计参数（BRL 工况）

项目	取值范围		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000
一次风喷口数量（只）	16～24（18～24）	20～24（32～48）	48
一次风喷口数量（层）	4～6**（3～4）***	5～6**（4～6）***	单切圆 12 双切圆 16
一次风率（%）	14～25（25～38）	14～25（25～38）	18～25
一次风出口速度（m/s）	22～30（18～25）	22～32（18～25）	22～32
二次风率*（%）	75～84（62～75）	75～82（62～75）	75～82
二次风出口速度（m/s）	40～55（40～55）	40～55（46～56）	40～56

续表

项目	取值范围		
燃尽风风率（%）	20～40	25～40	20～40
燃尽风出口速度（m/s）	40～55（40～55）	40～55（46～56）	40～56
炉膛出口过量空气系数	1.15～1.25		1.15～1.25

注 括号内数值适用于褐煤。

* 二次风率中包括燃尽风（OFA+SOFA）；配风率总和为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。

** 中速磨煤机系统。

*** 风扇磨煤机系统。

燃用中等着火或较难着火煤配储仓式制粉系统（热风送粉）的 300MW 容量级切向燃烧锅炉，一般使用的燃烧器配风参数见表 3-12。以上诸条所述配风参数皆以 BRL 工况为准。需换算到 BMCR 工况时，一、二次风率，乏气风率及炉膛出口过量空气系数一般不变，而出口速度则按 BMCR 与 BRL 工况风量比例相应增加。

表 3-12 300MW 级配储仓式制粉系统的切向燃烧锅炉配风参数（BRL 工况）

项目	取值范围
一次风喷口数量（只）	16～24
一次风喷口数量（层）	4～6
一次风率（%）	12～25**
一次风出口速度（m/s）	20～28
二次风率*（%）	60～80
二次风出口速度（m/s）	40～50
制粉乏气风率（%）	0/（15～25）***
乏气出口速度（m/s）	50～60
炉膛出口过量空气系数	1.20～1.25

* 二次风率中包括燃尽风（OFA）；配风率总和为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。

** 高灰分烟煤（A_d=30%～40%）采用乏气送粉时可能达上限值。

*** 烟煤采用乏气送粉时为 0；低挥发分煤采用热风送粉时为 15%～22%；高灰分煤采用热风送粉时可能达上限值。具体数值与磨煤机选型及出力裕量有关。

（十五）墙式燃烧炉膛选型

1. 特征参数限值的推荐范围

采用墙式对冲燃烧方式的 300、600、1000MW 容量级机组锅炉，其炉膛特征参数（可用值或上限值或下限值）的推荐范围见表 3-13。

表 3-13　墙式对冲燃烧方式炉膛特征参数限值推荐范围

设计煤质	IT＜700℃（一般 V_{daf}＞25%）			IT≥700℃（一般 V_{daf} ＜20%）		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000	300	600	1000
q_V（BMCR）上限值（kW/m³）	90～105*	80～95*	65～85	95～110	85～100	75～90
q_F（BMCR）可用值（MW/m²）	4.2～4.8**	4.0～4.8**	4.0～5.0	4.5～5.0	4.6～5.0	4.6～5.2
q_B（BMCR）上限值***（MW/m²）	1.2～1.7	1.3～1.8	L2～2.0	1.3～2.0	1.4～2.0	1.5 ～2.0
q_m（BMCR）上限值****（kW/m³）	200～260			220～280		
h_1 下限值****（m）	18～20*****	18～22*****	22～24	18～22	19～23	22～24

* 褐煤锅炉宜选用 73～85（300MW）和 60～70（600MW）。

** 褐煤锅炉宜选用 3.6～3.8（300MW）和 3.8～4.1（600MW）。

*** 对于高硫煤，应当降低燃烧器区壁面热负荷。

**** q_m 和 h_1 两个特征参数可以任选其一。

***** 褐煤锅炉宜选用 19～23（300MW）和 21～25（600MW）。

2. 特征参数适宜值的遴选

为新建、扩建机组确定炉膛选型规范而从表 3-13 所列的炉膛特征参数限值推荐范围内遴选适宜值时，应按机组容量和设计及校核煤种燃烧性能，依墙式对冲燃烧炉膛结构技术要求所述原则和表 3-10 给出的影响趋势酌定。

3. 墙式对冲燃烧炉膛结构技术要求

对于 300、600、1000MW 容量级机组锅炉，墙式对冲燃烧炉膛最下层燃烧器中心线与冷灰斗上折点的垂直距离 h_3，可适当较切向燃烧方式的推荐值略微偏低，燃烧器单只功率较大或设计煤种结渣特性严重时宜取高值。

最外侧燃烧器中心线与侧墙的距离一般为 2.5～4.0m，随燃烧器功率增大而增加。

墙式对冲燃烧方式的设计应采取措施使沿炉膛宽度布置的每层单个燃烧器间煤粉和风量分配都保持均匀，并有监测和调控手段。制粉乏气喷口的结构和布置位置要合理，以减少对燃烧的不利影响。

4. 墙式对冲燃烧锅炉的配风参数

墙式对冲燃烧锅炉一般采用的燃烧器数量及配风参数（BRL 工况）宜按表 3-14 选取。

表 3-14　墙式对冲燃烧锅炉燃烧器配风参数（BRL 工况）

制粉系统形式	直吹式			储仓式（热风送粉）*
机组额定电功率（MW）	300	600	1000	300
燃烧器数量（只）	20～24（20～24）	20～36（24～36）	48	16～32
燃烧器数量（层）	5～6（5～6）		6	2～4
一次风率（%）	16～25（25～35）		16～25	12～20
一次风出口速度（m/s）	16～25（17～25）		17～25	14～18
二次风率**（%）	75～84（65～75）		75～84	53～73
二次风出口速度（m/s）	内环风速 13～30（13～26）/ 外环风速 26～40（26～40）			
制粉乏气风率（%）	—	—	—	15～22***
乏气出口速度（m/s）	—	—	—	20～35
炉膛出口过量空气系数	1.15～1.2			

注　括号内数值适用于褐煤。

* 一般用于燃煤 V_{daf}<20%，IT≥700℃。

** 二次风率中包括燃尽风（OFA）；配风率总和应为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。

*** 与磨煤机选型及出力裕量有关。

二、燃烧器及其布置

锅炉燃烧器设备的作用是将燃料与燃烧所需空气，按一定的比例、速度和混合方式，经喷口送入炉膛，对锅炉燃烧器的要求如下：

（1）保证充分混合、及时着火、稳定燃烧，燃尽。

（2）火焰在炉内的充满程度好，不冲墙贴壁，避免结渣。

（3）有较好的燃料适应性和负荷调节范围。

（4）能减少 NO_x 的生成，减少对环境的污染。

（5）结构简单，流动阻力较小。

（一）煤粉燃烧器种类

燃烧器按出口气流可分为旋流燃烧器和直流燃烧器。

1. 旋流燃烧器

（1）旋流燃烧器出口气流是旋转射流。气流旋转的情况有两种，一种是一次风粉气流和二次风都旋转，一种是二次风旋转而一次风为直流。按促使气流旋转的旋流部件的形式分，一般有蜗壳型旋流燃烧器和叶片型旋流燃烧器两类，蜗壳型旋流燃烧器又可以分为双蜗壳型旋流燃烧器和单蜗壳型旋流燃烧器两种，旋流燃烧器原理如图 3-18 所示，旋流燃烧器一般适用于Π形锅炉。

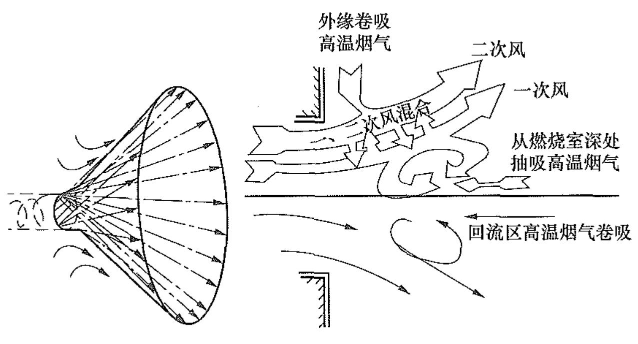


图 3-18　旋流燃烧器原理图

（2）双蜗壳型旋流燃烧器的一、二次风均利用在蜗壳中的流动而产生旋转，两股射流的旋转方向相同。大蜗壳中是二次风，小蜗壳中是一次风。燃烧器旋流强度的调节幅度小，当煤种变化时可能会因火焰位置不好调整而容易结渣。另外，一、二次风的阻力大，煤粉在一次风气流中的分布不均匀，也是这种燃烧器的不足之处。

（3）单蜗壳型旋流燃烧器的一次风为直流，二次风气流利用蜗壳产生旋转后沿环状通道进入燃烧室。一次风由中心风管进入燃烧室，在一次风出口处装有一个蘑菇形扩散锥，扩散锥后产生的回流区有助于煤粉气流的着火。扩散锥可通过手轮和拉杆前后移动，从而改变一次风粉气流的扩散角度，但扩散锥处于高温烟气回流区，容易结渣或烧坏。

（4）轴向可动叶片型旋流燃烧器的一次风为直流，二次风是旋转的。这种燃烧器的中心有一根中心风管，中心风管外是一次风的环形通道，中心风管内可以设置油喷嘴。二次风气流在通过二次风叶轮时受轴向叶片的引导而产生旋转。二次风叶轮可通过调整机构沿轴向移动，从而调整二次风的旋流强度。一次风虽为直流，但可以用一次风壳上装设的舌形挡板调节，使一次风出口气流有一定的扩展。

2. 直流式燃烧器

（1）直流式燃烧器的特点之一是扩散角小、射程远，仅就单股射流来说，它较旋流式燃烧器的周围卷吸作用小而且没有中心回流，这对着火不利。但是直流式燃烧器采用的是四角布置、切圆燃烧方式，炉内的气流流动由四角燃烧器的四股射流共同形成，总体上组成一个旋转气流。燃烧器射出的煤粉气流经过燃烧室中部区域变成强烈燃烧的高温烟气，一部分直接补充到相邻燃烧器射流的根部，使相邻燃烧器升温引燃。射流本身的卷吸和邻角的相互点燃特点，使直流式燃烧器四角布置、切圆燃烧方式具有良好的着火性能，直流式燃烧器适用于Π形锅炉和塔式锅炉切圆燃烧。

（2）直流式燃烧器的特点之二是二次风的送入方式，由于二次风口与一次风口相对独立，相互间的排列自由，可以在布置上变化出多种形式，控制二次风与一次风混合的时间，满足不同的燃料对混合的不同要求，改善着火性能。此外，由于一次风衰减慢和二次风的加强作用，使煤粉气流的后期混合强烈，加之炉内的气流旋转，煤粉在炉内螺旋上升，通过的路程长，故直流式燃烧器切圆燃烧又具有燃尽程度好的特点。

（二）煤粉燃烧器布置

1. 旋流燃烧器的布置

旋流燃烧器布置方式有前墙布置、前后墙对冲布置、前后墙交错布置三种。旋流燃烧器布置方式对炉内空气动力工况有很大影响。为了提高炉膛效率和有效利用率，应注意改善炉膛火焰充满度。旋流燃烧器的布置示意图如图 3-19 所示。

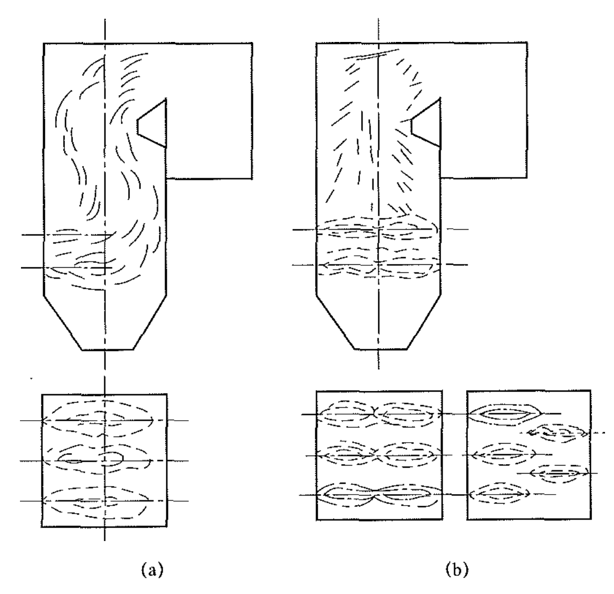


图 3-19　旋流燃烧器的布置

（a）前墙布置；（b）前后墙对冲或交错布置

（1）旋流燃烧器前墙布置。燃烧器前墙布置适用用小容量锅炉，沿炉膛高度方向布置成一排或两排。

从每个燃烧器射出的旋流射流在炉内各自独立的扩展，依靠中心回流卷吸高温烟气，以保证煤粉气流迅速着火。

（2）旋流燃烧器前后墙布置。旋流燃烧器可布置在前后墙，也可布置在两侧，他们又可分为对冲布置和错列布置，当对冲布置时，由于两方火炬在中央对冲，气流大部分向上，会有少部分下冲到冷灰斗，形成死滞旋涡区。如果燃烧时火焰一侧过强时，有可能导致水冷壁结渣，如果交错布置可以改善这种情况，由于火焰相互穿梭，所以避免死漩涡区，这就改善了火焰充满度和火焰混合度。

2. 直流燃烧器的布置

直流燃烧器出口气流为直流射流，布置在炉膛四角（或四周），使燃料气流在炉内进行切圆燃烧，直流燃烧器的布置方式如图3-20所示。

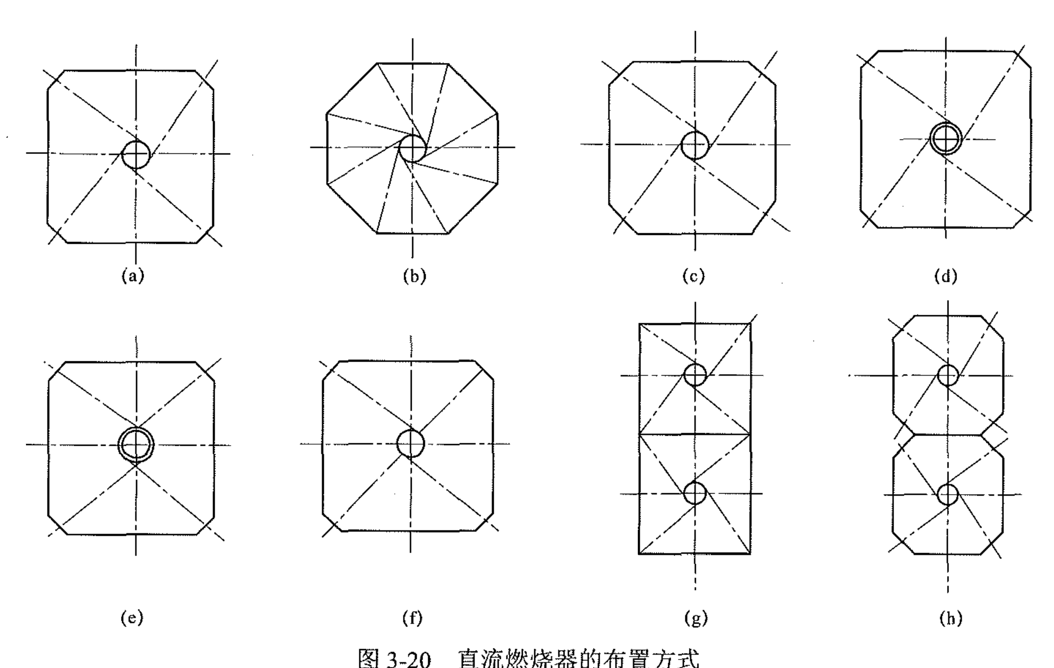


图3-20　直流燃烧器的布置方式

（a）正四角布置；（b）正八角布置；（c）大切角正四角布置；（d）同向大小双切圆方式；
（e）正反双切圆方式；（f）两角切圆，两角对冲方式；
（g）双室炉膛切圆方式；（h）大切角双室炉膛方式

第四节　空 气 预 热 器

空气预热器是利用锅炉尾部烟气的热量加热燃料燃烧所需空气以提高锅炉热效率的热交换器。其工作原理是：受热面的一面通过烟气，另一面通过空气，进行热交换，使空气得到加热，提高空气温度，同时使烟气温度下降，提高烟气的能量利用程度。

空气预热器的作用有：

（1）强化燃烧和传热。空气预热器后的热空气进入炉内，炉内平均温度水平也有提高，保证锅炉内的稳定燃烧，提高了燃烧效率。

（2）减小炉内损失，降低排烟温度，提高锅炉热效率。根据经验，当空气在预热器中升高1.5℃，排烟温度可以降低1℃。

（3）干燥制粉系统和输送热空气。

空气预热器一般分为管式空气预热器和回转式空气预热器。

一、管式空气预热器

1. 管式空气预热器的结构

管式空气预热器的结构如图3-21所示，由管箱、连通风罩、导流板、墙板及密封装置等组成。管箱由普通钢管和上、下管板组成，管子的两端分别焊接在上、下管板上。

2. 管式空气预热器的工作过程

管式空气预热器工作过程如图3-22所示，工作时，烟气自上而下在管内纵向流过，空气在管外横向冲刷，烟气的热量通过管壁连续传给空气，为了能使空气多次交叉流动，实现逆流传热，在管箱内可加装中间管板。空气预热器运行过程中管箱、外壳及锅炉钢架由于温度和材料不同，膨胀量不同。为了保证上述部件能相对移动和连接处的密封，在各部件间装有薄钢板制成的波形膨胀节。

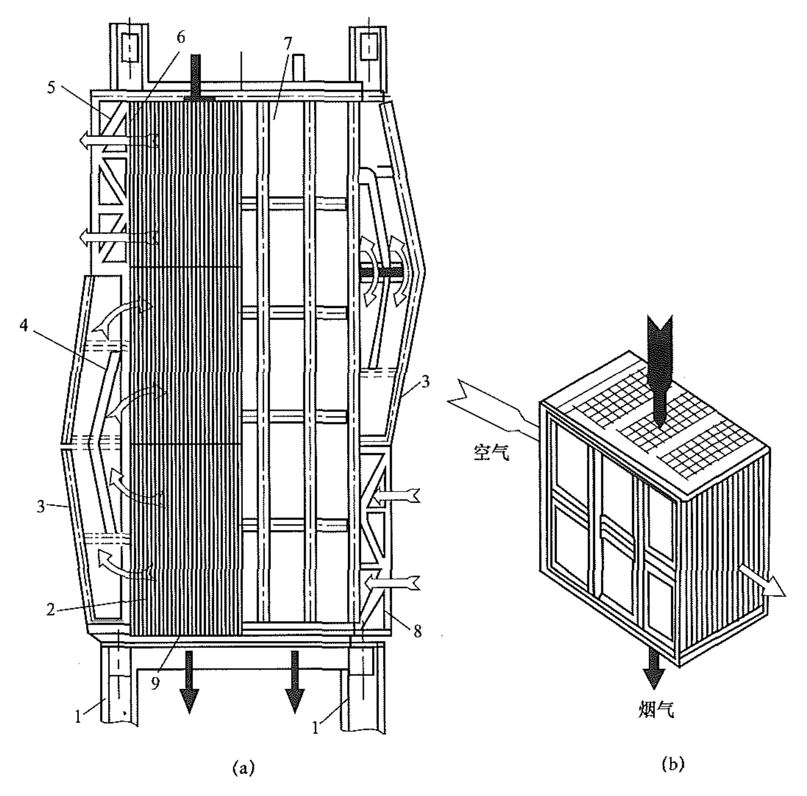


图 3-21 管式空气预热器结构

（a）空气预热器组纵剖面图；（b）管箱

1—锅炉钢架；2—空气预热器管子；3—空气连通罩；4—导流板；5—热风道的连接法兰；6—上管板；7—空气预热器墙板；8—冷风道的连接法兰；9—下管板

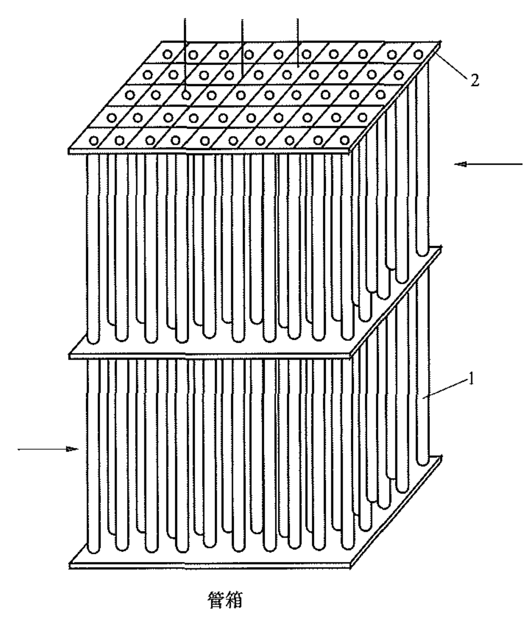


图 3-22 管式空气预热器工作过程

1—钢板；2—连接法兰

3. 管式空气预热器的布置

管式空气预热器的布置按进风方式可分为单面进风和双面进风；按空气流程可分为单通道和多通道。通道数越多，越接近逆流传热，越能得到良好的传热效果，但会造成流动阻力增大。为了得到较大的传热温差，又不使空气流速过大，常采用多道多面进风的结构。管式空气预热器典型流程布置图如图3-23所示。

4. 管式空气预热器的优、缺点

管式空气预热器的优点为结构简单，制造、安装、检修方便，工作可靠。运行中漏风量少。缺点为体积大，金属消耗量大，大型锅炉尾部受热面不好布置。运行中金属壁温低，空气进口处易发生低温腐蚀。

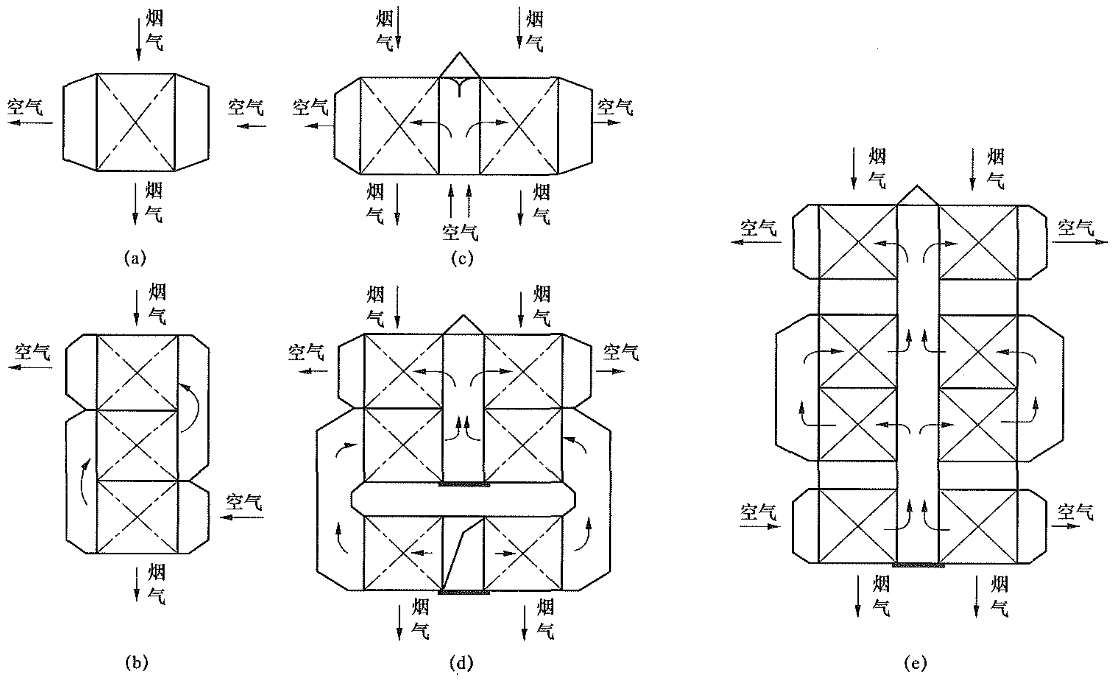


图 3-23　管式空气预热器典型流程布置图

(a) 单通道单面进风；(b) 多通道单面进风；(c) 单通道双面进风；(d)、(e) 多通道双面进风

二、回转式空气预热器

(一) 回转式空气预热器的结构

回转式空气预热器由外壳、转子、传动装置、密封装置组成。如图 3-24 所示。

1. 外壳

外壳一般由多边形筒体、上下端板和上下扇形板等组成。上下端板上都留有烟风道的开孔，并与烟道、风道相连接。

对于二分仓受热面回转式空气预热器，转子横截面被扇形板分隔成烟气和空气两个流通区。由于烟气的容积流量比空气大，烟气区占 50%左右，空气区占 30%左右，其余为扇形板密封区。

当锅炉采用冷一次风机制粉系统时，空气预热器采用三分仓结构，转子横截面被扇形板分隔成烟道、一次风和二次风三个流通区。

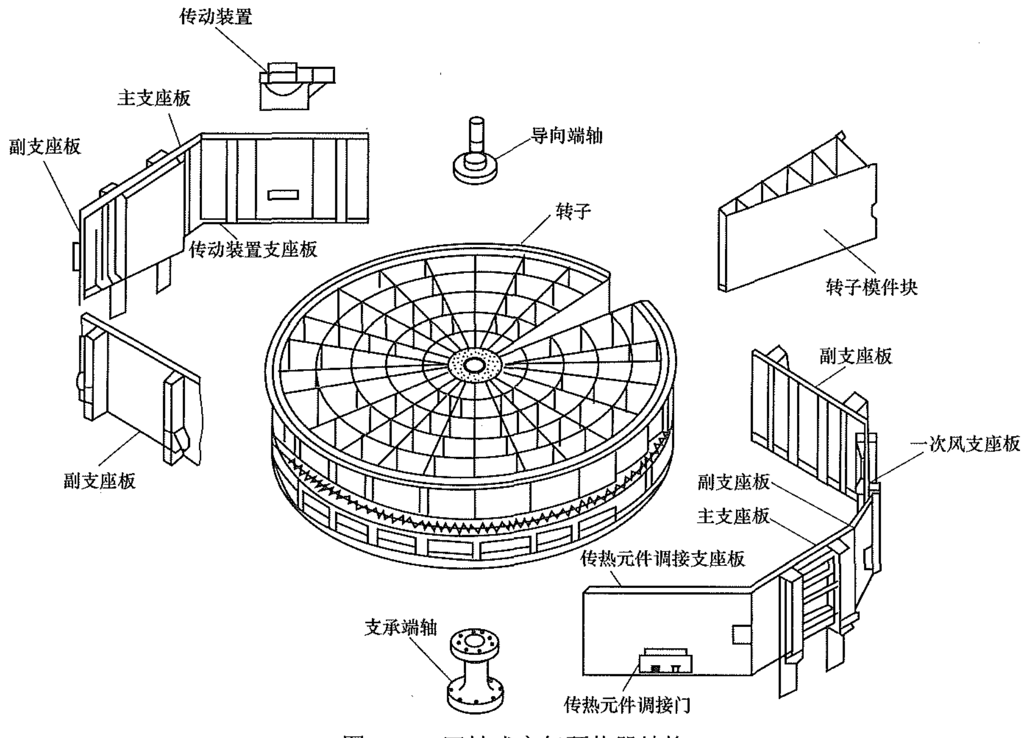


图 3-24　回转式空气预热器结构

2. 转子

转子是装载传热元件并能旋转的圆柱形部件，主要包括中心筒、外圆筒、轴、隔板和传热元件。中心筒与外圆筒之间从上到下用隔板沿径向以转子圆心角 15° 或 30° 等分成 24 或 12 个互不相通的独立扇形部分，每个扇形部分再用切向隔板分隔成若干个扇形仓格，仓格内装满了波浪形薄钢板和定位板传热元件。

为了增强气流的扰动，同时又不使气流阻力过大，波形板的斜纹应与气流呈 30°角。为了防止低温段堵灰和积灰，在低温段波形板的波形被放大，定位板则采用平板结构。

3. 传动装置

传动装置分为中心传动和围带传动两种。

中心传动布置简便，不使用成本较高的围带，转子设计简单，轴向泄漏相对较小。但对运行密封副阻力敏感，容易卡阻。

围带传动安全裕量大，检修方便，减速箱总减速比小，不必使用低效蜗轮传动。

空气预热器减速箱有三根输入轴，能接受主电动机/辅电动机/空气电动机的动力，保证在没有电源时也能维持一段时间转动。

4. 启动部件

空气预热器的启动有变频器和液力偶合器两种保护方式，都能实现减小启动转子惯性矩对电动机的冲击，实现无级调速。变频器启动阶段节能，备件成本较高，在空气预热器出现异常阻力上升时不能起作用。液力偶合器启动时耗能较多，运行时要定期检查油位，转动异常时能自动响应。

（二）回转式空气预热器的运行原理

空气预热器的转子实际上是一个上下开口的巨大筒体，在其内部装有大量蓄热单元。蓄热单元由蓄热元件组成，蓄热元件是把物理比热容较高的金属材料制作成凹凸不平的波浪形片状，以增大其与空气的接触面积。在转子的上下表面上又使用径向密封片分隔出若干扇形面积的小区域。以转子的某一个扇形区域为例，当这个扇形区转动到烟气侧时，高温的烟气由扇形仓的顶部流入，穿过该扇形区域从转子的下方流出；转子继续转动到冷风侧时，低温的空气由一次风仓或二次风仓的底部流入，穿过该扇形区域从转子的上方流出。在这个过程中，在烟气侧，高温的烟气在流过蓄热元件时将热量传导给蓄热元件，并由转子转动到冷风侧，再把热量传递给一、二次风，使冷空气被预热。空气预热器的加热原理如图 3-25 所示。

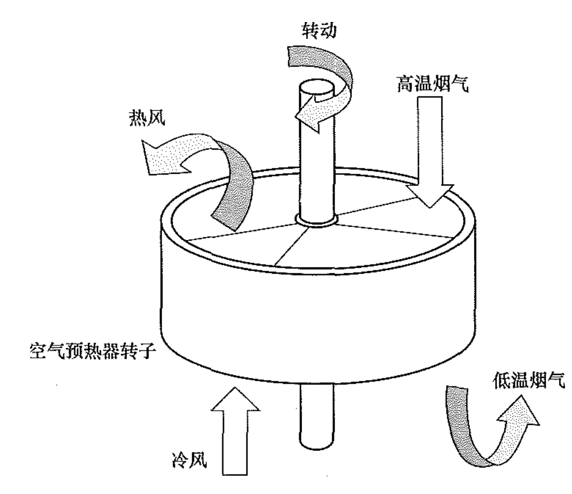


图 3-25 空气预热器加热原理

（三）回转式空气预热器的布置

按空气侧一、二次风的设置情况分类，空气预热器可分为两分仓预热器、三分仓预热器、四分仓预热器。三分仓空气预热器分为烟气仓、一次风仓和二次风仓。四分仓空气预热器较三分仓空气预热器，在结构上的区别主要在于分仓数量不同，其他结构部分基本相同。如图3-26为典型三分仓与四分仓空气预热器布置示意图。

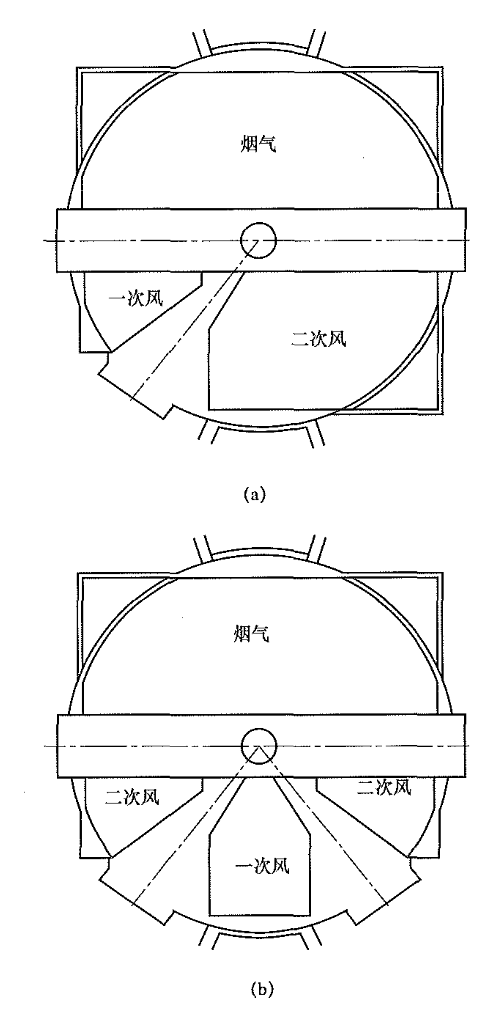


图 3-26 典型空气预热器的分仓布置图
（a）三分仓空气预热器；（b）四分仓空气预热器

四分仓空气预热器用于一次风压非常高的场合。将一次风仓布置在2个二次风仓中间，有效地降低风仓间压差，从而降低一次风的泄漏率（烟气侧为负压，空气侧为正压）。

（四）回转式空气预热器的优、缺点

回转式空气预热器是现在各大型电站锅炉上普遍采用的烟气尾端换热装置。

与管式空气预热器相比，回转式空气预热器具有结构紧凑、体积小、换热面密度高、整机质量轻、金属耗用量少、利于安装布置、低温腐蚀较管式换热器轻等特点，适于在大型锅炉上使用。

根据目前的制造工艺和安装水平，三分仓空气预热器在机组额定出力时的漏风率第一年内可做到小于4.5%，一个大修周期内小于6%，稍大于管式换热器5%以下的漏风量。

回转式空气预热器的结构复杂、制造工艺和安装要求高、运行维护工作量大，热态自动控制也较为困难。较高的漏风量引起预热器入口风压降低、风机电流升高，预热器后的过量空气系数升高、尾部排烟气温降低、锅炉热效率降低、燃煤损耗增加，锅炉达不到额定负荷。

（五）回转式空气预热器漏风率

空气预热器的转子工作时是转动的，在转子与空气预热器上下壳体及圆周壳体之间存在一定距离的间隙。由于冷风侧和热风侧各个仓室之间的流体压力、温度和流速的差异，造成了流体在不同仓室之间的相互泄漏，即空气预热器内部漏风。

空气预热器漏风主要可以分为携带漏风和直接漏风两类。

（1）携带漏风。携带漏风主要是因为空气预热器在转动过程中，一部分驻留在换热元件中的空气被携带到烟气中去，一部分驻留在换热元件中的烟气被携带到空气中去。这种情况造成的漏风量很小，但这种漏风是回转式空气预热器本身的构造无法避免的。

（2）直接漏风。直接漏风主要是由于空气预热器结构本身为保证安全运行而使烟气与空气之间存在一定的间隙，同时由于烟气和空气之间存在压差也会产生漏风。直接漏风主要包括径向漏风、轴向漏风、旁路漏风、中心筒漏风。径向漏风占直接漏风量的80%左右，主要是因为转子上、下端温度差异而发生蘑菇状变形，进而造成密封间隙的增大和漏风率的增加。

空气预热器漏风率按式（3-3）计算。

$$A_L = \frac{W_G'' - W_G'}{W_G'} \times 100\% \qquad (3\text{-}13)$$

式中 A_L——空气预热器漏风率，%；

W_G'——空气预热器进口侧湿烟气量，kg/kg；

W_G''——空气预热器出口侧湿烟气量，kg/kg。

空气预热器的一次风漏风率按式（3-14）计算。

$$PA_L = \frac{W_A' - W_A''}{W_A'} \times 100\% \qquad (3\text{-}14)$$

式中 PA_L——空气预热器的一次风漏风率，%；

W_A'——空气预热器进口一次风量，kg/kg；

W_A''——空气预热器出口一次风量，kg/kg。

第五节 锅炉本体附属设备

一、吹灰器

在燃煤锅炉运行中，受热面的积灰和结渣是不可避免的，严重积灰和结渣对于锅炉的正常运行非常不利。灰污的热阻很大，附着在受热面上将降低受热面的吸热能力，使得传热效率降低。炉膛及后续受热面传热效率降低将导致各个受热面的吸热量减少，炉膛出口以及最终的锅炉排烟温度升高，锅炉整体效率下降。一般而言，与清洁状况相比，受到污染后锅炉效率将降低1%～2.5%，排烟温度升高十几度。积灰和结渣不仅使得受热面的吸热能力降低，而且会引起受热面表面温度过高，导致受热面金属超温和高温腐蚀，甚至管排爆漏。此外，较大的渣块坠落还会引发锅炉安全问题。

锅炉结渣和积灰是直接影响其经济与安全运行的重要问题，仅仅依靠锅炉本体设计和运行调整来减轻积灰和结渣是不够的，还应及时进行受热面的吹扫，即安装足够数量的吹灰器，定期清除受热面上的积灰和结渣，提高机组的效率和安全。

1. 吹灰器原理

常用伸缩式吹灰器的工作原理为：吹灰器电动机带动滑座由齿条和小齿轮驱动向前运动，将吹管伸入炉内。当喷嘴进入炉内离开炉墙一定距离时，滑座的移动使限位开关动作并打开进汽阀，开始吹扫。滑座继续旋转，使吹管伸入炉内，直到最大行程时前限位开关开始动作，使吹管反向旋转退出。当吹管退到距墙适当距离时，后限位开关动作并将进汽阀关闭，吹灰器继续退到备用位置停止，完成一个吹扫过程。

2. 吹灰器分类

常见吹灰器分类如下：

（1）旋转伸缩式吹灰器。这种吹灰器有长、短两种形式，长式用于吹扫炉内悬吊式受热面（如屏式过热器和对流过热器），短式用于水冷壁和辐射式过热器的吹扫。

（2）固定喷嘴式排污水吹灰器。这种吹灰器常用于吹扫炉膛出口凝渣管和下部冷灰斗斜坡等局部地区。

（3）振动式除灰装置。这种吹灰器用于小容量锅炉过热器受热面的吹灰。

（4）声波吹灰器。其原理是利用吹灰器产生的超声波使受热面发生振动，从而使受热面上的积灰脱离。

3. 吹灰器构造

常见伸缩式吹灰器构造图如图 3-27 所示。

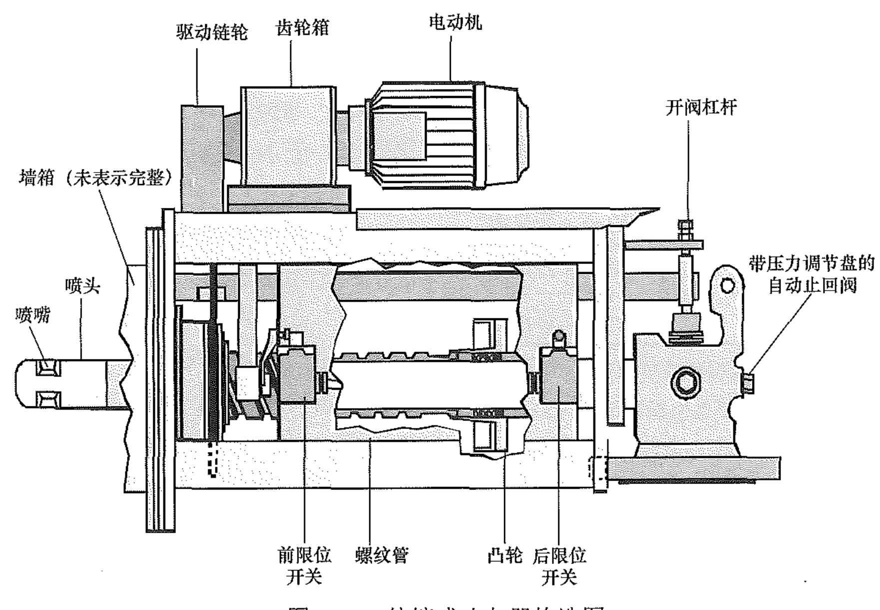


图 3-27 伸缩式吹灰器构造图

二、安全阀

安全阀是锅炉设备中的重要附件之一，它能自动地开启排汽以防止锅炉压力超过预定限度。安全阀应该具有的功能是：当锅炉中介质压力超过允许压力时，安全阀自动开启，排汽降压，同时发出鸣叫声向运行人员报警；当介质压力降到允许工作压力之后，自动“回座”关闭，使锅炉继续运行；在锅炉正常运行中，安全阀能保持密闭不漏。

1. 锅炉安全阀配置的一般要求

（1）汽包、过热器出口、再热器出口以及直流锅炉启动分离器应安装安全阀。

（2）锅炉汽包和过热器上所有安全阀的排放量总和应大于锅炉最大连续蒸发量；超临界和超超临界电站锅炉的过热器出口和启动分离器安全阀及动力驱动泄压阀的排放量总和应大于锅炉最大连续蒸发量。

（3）再热器进、出口安全阀的总排放量应大于再热器的最大设计流量；直流锅炉外置式启动分离器安全阀的总排放量应大于锅炉启动时的产汽量。

（4）过热器、再热器出口安全阀的排放量在总排放量中所占的比例应保证安全阀开启时，过热器、再热器能得到足够的冷却。

电站锅炉应配用弹簧直接载荷式安全阀，弹簧圈节距应均匀，当弹簧压缩到弹簧允许承载的最大负荷下变形量的 80%时，工作圈间不应发生接触，弹簧式安全阀的结构如图 3-28 所示。

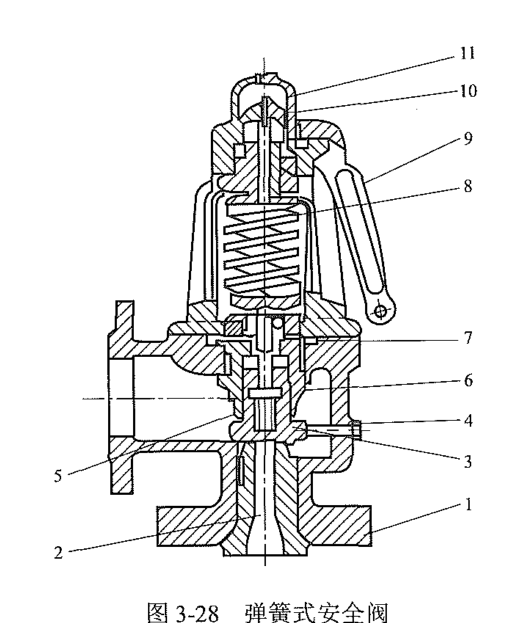


图 3-28 弹簧式安全阀

1—阀体；2—阀套；3—导环；4—支承螺栓；5—阀芯；6—套筒；7—轴杆；8—弹簧；9—手柄；10—调节弹簧帽；11—调节弹簧压力杆

弹簧式安全阀主要由阀座、阀芯、阀杆、弹簧、调节螺母、提升把手等部分组成。它是利用蒸汽压力和弹簧压力之间的压差变化，来控制阀门的开启和关闭。

2. 锅炉安全阀工作性能要求

（1）安全阀整定压力。安全阀的整定压力除锅炉制造厂有特殊规定外，宜按表 3-15 的规定进行调整与校验。

表 3-15　　锅炉安全阀整定压力

安装位置		整定压力	
锅炉的汽包或过热器出口	额定蒸汽压力 $p<5.88$MPa	最低值	1.04 倍工作压力
		最高值	1.06 倍工作压力
	额定蒸汽压力 $p\geqslant5.88$MPa	最低值	1.05 倍工作压力
		最高值	1.08 倍工作压力
直流锅炉的过热器出口		最低值	1.08 倍工作压力
		最高值	1.10 倍工作压力
再热器			1.10 倍工作压力
启动分离器			1.10 倍工作压力

注　1. 各部件的工作压力指安全阀安装位置的工作压力，对于控制安全阀是控制源接出位置的工作压力。

2. 过热器出口安全阀的整定压力，应保证在该锅炉一次汽水系统所有的安全阀中，此安全阀最先动作。

（2）安全阀的启闭压差宜为整定压力的 4%～7%，最大应不超过 10%。

（3）安全阀的排放压力应不大于整定压力的 1.03 倍。

3. 锅炉电磁泄放阀

电磁泄放阀（PCV 阀）是电磁泄放装置的核心组成元件，用来防止锅炉内蒸汽压力超过规定值的保护装置，它在全量型安全阀动作之前开启，排除多余蒸汽，以保证锅炉在规定压力下安全运行。同时减少安全阀起跳次数，可延长安全阀的使用寿命。

电磁泄放阀主要由主阀、辅阀、电磁铁组成，主阀由阀体、阀座、主阀瓣、导向套等组成。辅阀由阀瓣、填料室、销子组成，电磁铁由启动线圈、保护线圈和行程开关等组成。

第六节　国内主要制造厂一次再热超（超）临界锅炉特点

一、上海锅炉厂有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点

上海锅炉厂有限公司生产的一次再热超（超）临界锅炉包括Π形锅炉和塔式锅炉两种炉型。

1. Π形锅炉主要结构特点

（1）水冷壁设计采用下部螺旋管圈上部垂直管屏的设计，倾斜上升的水冷壁管保证每根管都通过炉膛不同受热区域，保证水冷壁出口温度均匀。选取足够的质量流速，确保管材能被充分冷却，螺旋管与垂直管的过渡采用中间混合集箱型，可有效消除螺旋管圈管子的热偏差。

（2）采用较大的炉膛断面和容积，较低的炉膛断面热负荷和炉膛出口烟气温度。

2. Π形锅炉燃烧方式

（1）采用单炉膛双切圆的燃烧方式。

（2）单炉膛双切圆的布置方式，对单个切圆而言相当于锅炉容量减小一半，可使炉膛出口烟温偏差有所下降。同时保留了单切圆燃烧的所有优点，如高燃烧效率，低 NO_x 排放，烟气的尖峰热流及平均温度较低等。

（3）整个炉膛作为整体的大燃烧器组织燃烧，简化了每个燃烧器的风量和粉量的控制。

（4）采用四角燃烧或双切圆燃烧方式可获得均匀的炉内空气动力场和热负荷分配，降低炉膛出口烟气温度和水冷壁出口工质温度偏差。

（5）采用复合空气分级燃烧技术。

3. 塔式锅炉主要结构特点

（1）上部炉膛水冷壁的布置比较简单，没有折焰角等复杂形状，水冷壁出口介质温度比较均匀。

（2）对流受热面中，烟气流向没有 90°流急转弯，烟气流场均匀，局部磨损降低。

（3）横卧布置的各级受热面都能疏水，有利于停炉保养和启动时蒸汽流动通畅。

（4）没有尾部后烟井，汽水系统比较简单。

（5）悬吊结构规则，支撑结构简单。受热面悬吊通过过热器悬吊管，集箱悬吊通过炉外悬吊管。

4. 塔式锅炉燃烧方式

采用单炉膛单切圆的燃烧方式，水冷壁出口温度分布均匀，烟气流场分布形成了均匀的过热器、再热器烟气温度分布，使得过热器、再热器蒸汽出口温度分布均匀。

二、东方锅炉（集团）股份有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点

1. 主要结构特点

（1）采用常规的Π形布置。

（2）采用内螺纹管加螺旋管圈水冷壁，提高水冷壁安全裕度，不设任何节流圈，适应煤种和负荷变化能力强。

（3）过热器为辐射对流型，低温过热器布置于尾部竖井后烟道，屏式过热器和高温过热器布置于炉膛上部。过热蒸汽温度系统采用煤水比和两级喷水减温控制。采用横向节距较宽的屏式受热面，有效防止管屏挂渣。

（4）高温再热器布置于水平烟道，低温再热器布置于尾部竖井前烟道，再热汽温采用尾部烟气挡板调节，在低温再热器出口至高温再热器进口管道上设置

事故喷水减温器。

2. 锅炉燃烧方式

（1）采用前后墙对冲燃烧、能够使热量输入沿炉膛宽度方向较均匀分布，烟温偏差小。

（2）采用新型低 NO_x 燃烧器，燃烧效率高、NO_x 排放低、低负荷稳燃好。

三、哈尔滨锅炉厂有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点

1. 主要结构特点

（1）锅炉采用常规的Π形布置。

（2）水冷壁采用成熟的垂直管圈水冷壁系统。

（3）过热器采用四级布置。

（4）再热器采用常规的两级布置。

2. 锅炉燃烧方式

（1）采用浓淡分离燃烧器分级燃烧系统，锅炉燃烧系统为墙式布置直流燃烧器，切圆燃烧方式，该燃烧方式具备传统切圆燃烧方式的所有优点，如煤粉着火条件好，着火、稳燃、燃尽性能优越，对风粉调节精度要求低，在负荷变化时燃烧按层切投，炉内热负荷变化均匀稳定等优点。

（2）在主燃烧器上方布置有高位燃尽风，采用分级送风燃烧系统，在保证燃烧性能的前提下大幅度降低 NO_x 排放水平，保证燃烧器的整体性能优越。

四、北京巴布科克·威尔科克斯有限公司一次再热超（超）临界锅炉特点

1. 主要结构特点

（1）锅炉采用常规的Π形布置。

（2）炉膛由膜式水冷壁构成，上部炉膛为垂直管圈，下部炉膛为螺旋管圈。

（3）炉膛上部布置屏式过热器，炉膛折焰角上方有后屏过热器和末级过热器。在水平烟道处布置了高温再热器。尾部竖井分隔成前后两个烟道，前烟道布置低温再热器和前烟道省煤器，后烟道布置低温过热器和后烟道省煤器。

（4）在竖井烟道底部设置了烟气调节挡板装置，用来分配烟气量，以保持控制负荷范围内的再热蒸汽出口温度。烟气通过调节挡板后又汇集在一起经两个尾部烟道引入左右各一的回转式空气预热器。

2. 锅炉燃烧方式

（1）采用北京巴布科克·威尔科克斯有限公司的低 NO_x 的双调风旋流燃烧器和燃尽风（OFA）系统，力求最高的热效率，选取适当的烟气流速使烟气的磨损降低到最低程度，在保证较高的燃烧效率前提下，采用较低的过量空气系数，实现较高的锅炉热效率和 NO_x 排放指标。

（2）在供风系统上，采用了环形大风箱，在每个燃烧器上都设有二次风调节型线性执行机构（进口，电动），通过调节单只燃烧器上的调节机构，来调节其燃烧器的风量，这样可以实现各位置燃烧器的随意调整，适应燃料及运行工况的变化。在环形大风箱进口处装设测速装置和调风挡板，根据测速装置的数据来调整调风挡板，从而控制进入环形大风箱的风量。

第七节 主要技术规范

锅炉招标文件应提出以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

下文的锅炉性能保证值空白处由锅炉制造厂填写。

（1）在下述工况条件下，锅炉最大连续出力（BMCR）___t/h。

1）燃用设计和校核煤种。

2）额定给水温度。

3）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

4）蒸汽品质合格。

（2）在下述工况条件下，锅炉保证热效率 _____%（按低位发热量）。

1）燃用设计煤种。

2）大气温度____℃，大气相对湿度______%。

3）锅炉带额定负荷 BRL 工况下。

4）补水率 0%，过量空气系数保持设计值。

5）锅炉热效率计算按 GB/T 10184《电站锅炉性能试验规程》或 ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范》进行计算及有关项目的修正。

6）煤粉细度在设计规定的范围内。

7）NO_x 排放浓度达到保证值。

8）按锅炉制造厂提出的效率修正曲线。

（3）在下述工况条件下，空气预热器的漏风率（单台）在投产第一年内不高于______%，运行 1 年后不高于______%，一次风漏风率不高于______%。

1）燃用设计煤种。

2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

3）空气预热器漏风率按式（3-13）计算，一次风漏风率按式（3-14）计算。

（4）在下述工况条件下，最低稳燃负荷不大于 _____ %BMCR。

1）燃用设计煤种。

2）煤粉细度在设计规定的范围内。

3）最低稳燃负荷至少经过 4h 的验收试验。

4）投运磨煤机数量为两台。

（5）在下述工况条件下，烟、风压降实际值与设计值的偏差不大于____%。

1）燃用设计煤种。

2）BMCR 工况。

3）过量空气系数保持设计值。

（6）锅炉在 BMCR 工况下，锅炉 NO_x 的排放浓度不超过_____mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

1）燃用设计煤种。

2）设置脱硝装置前。

3）过量空气系数保持设计值。

4）煤粉细度达到设计值。

5）等离子燃烧器或微油燃烧器投运。

（7）在下述工况条件下，过热器、再热器、省煤器的实际汽、水侧压降数值不超过设计值。

1）BMCR 工况。

2）锅炉给水品质合格。

3）受热面管子内表面洁净无垢。

（8）满足下述条件时，滑压运行（定–滑–定运行方式）在 30%～90%BMCR 范围过热蒸汽能维持其额定汽温；滑压运行（定–滑运行方式）在 30%～100%BMCR 范围内过热蒸汽能维持其额定汽温；在 BMCR 范围内再热蒸汽能维持额定汽温。

1）燃用设计煤种。

2）过量空气系数保持设计值。

3）过热器、再热器各部位均不得有超温现象。

4）过热器减温水量为设计值。

（9）消声器的试验验收按国家有关的标准执行。

（10）锅炉屏式过热器、高温过热器、一次/二次高温再热器同屏不同管子及屏间管子壁温偏差不大于 50℃。

二、技术规范要点

下文技术规范中的空白处由锅炉制造厂填写。

常规煤粉锅炉技术规范要点如下：

（1）锅炉带基本负荷并参与调峰，调峰范围 40%～100%BMCR。控制方式为机跟随，锅炉调节机组负荷。

（2）锅炉变压运行，采用定–滑–定运行或纯滑压运行的方式。投标方给出的压力–负荷曲线，应与汽轮机相匹配，并详述理由。

（3）锅炉应能适应设计煤种和校核煤种。在考核工况的条件下，锅炉保证热效率不应小于____%（按低位发热值）。

（4）锅炉应满足在全部高压加热器停运时（给水温度_______℃），蒸汽参数保持在额定值，蒸发量满足汽轮机带额定功率。此时过热器、再热器不允许超温。

（5）锅炉在燃用设计煤种或校核煤种时，不投油最低稳燃负荷不大于锅炉的 30%BMCR，并在最低稳燃负荷及以上范围内满足自动化投入率 100% 的要求。锅炉最低稳燃负荷时应能连续稳定运行至少 4h 以上。

（6）锅炉负荷变化率应达到下述要求：

1）在 50%～100%BMCR 时，不低于±5%BMCR/min。

2）在 30%～50%BMCR 时，不低于±3%BMCR/min。

3）在 30%BMCR 以下时，不低于±2%BMCR/min。

4）负荷阶跃：大于 10%汽轮机额定功率/min。

（7）过热器和再热器温度控制范围，过热汽温在 35%～100%BMCR、再热汽温在 50%～100%BMCR 负荷范围时，应保持稳定在额定值，偏差不超过_____℃。

（8）锅炉燃烧室的承压能力。

1）锅炉燃烧室（包括炉墙、刚性梁、炉顶密封及水冷壁连接件等）的设计压力大于_____Pa，当燃烧室突然灭火或送风机全部跳闸，引风机出现瞬间最大抽力时，炉墙及支撑件不应产生永久变形，锅炉在运行中，炉墙及炉内悬吊受热面不允许有晃动。炉膛设计承压和瞬态设计压力应考虑脱硫系统和脱硝装置安装后的影响，炉膛瞬态设计压力不应低于______Pa。锅炉具有先进的防止煤粉爆炸的措施和良好的防止内爆的特性。

2）如同步建设脱硝、脱硫装置，且引风机拟采用三合一风机（即引风机和脱硫增压风机合并设置、同时考虑克服脱硝系统阻力）时，引风机的 TB 工况点风压可能达到 9800Pa 以上时，锅炉应按防爆要求设置控制保护系统，宜采取报警、MFT、跳风机的炉膛三段保护措施。当炉膛突然灭火或送风机全部跳闸，引风机出现瞬间最大抽力时，炉墙及支承件不应产生永久变形和损坏。

3）锅炉具有先进地防止煤粉爆炸的措施和良好地防止内爆的特性。

（9）锅炉因燃烧室空气动力场分布不均或其他原因产生的烟温偏差，在炉膛出口水平烟道两侧对称点温差不超过 50℃。

（10）过热器和再热器两侧出口的汽温偏差应分别小于 5℃和 10℃。

（11）锅炉炉墙、热力设备及管道等的保温表面温度在锅炉正常运行条件下，当环境温度（距保温表面 1m 处空气温度）小于或等于 27℃时，不应超过 50℃；当环境温度大于 27℃时保温表面温度允许比环境温度高 25℃。散热量（按金属壁温计算）不应超过表 3-16 规定值。

表 3-16 金属壁温及对应散热量

金属壁温度（℃）	400	450	500	550	600	650
散热量（W/m²）	227	244	262	279	296	314

（12）锅炉汽水侧的阻力（从省煤器集箱入口至高温过热器出口集箱）不超过 4.0MPa（按 BMCR 工况计算）。

（13）再热器蒸汽侧的压降不应大于再热蒸汽系统压降的 50%，且最大不超过 0.19MPa（按 BMCR 工况计算）。

（14）锅炉应当设计成当一台空气预热器停运时锅炉仍可不投油安全稳定运行。

（15）锅炉两次大修间隔应大于_____年。

（16）锅炉各主要承压部件的使用寿命应大于 30 年，受烟气磨损的低温对流受热面的使用寿命应达到_____h，空气预热器的冷段蓄热元件的使用寿命不低于_____h。

（17）锅炉的启动时间（从点火到机组带满负荷），应与汽轮机相匹配，一般应满足以下要求：

1）冷态启动：5～6h。

2）温态启动：2～3h。

3）热态启动：1～1.5h。

4）极热态启动：<1h。

（18）锅炉机组在 30 年的寿命期间，允许的启停次数不少于下值：

1）冷态启动（停机超过 72h）大于 200 次。

2）温态启动（停机 72h 内）大于 700 次。

3）热态启动（停机 10h 内）大于 3000 次。

4）极热态启动（停机小于 1h）大于 150 次。

5）负荷阶跃大于 12000 次。

（19）锅炉制造厂应提供必要的冷态、温态、热态及极热态启动曲线，提供在使用年限内不同状态下允许起停次数。启动考虑采用定–滑–定或定–滑方式。并提供各种状态下每次启动的寿命消耗数据。其总的寿命消耗不应大于____%。

（20）锅炉参数最终要与汽轮机相匹配。

（21）超临界锅炉的汽水系统按无铜系统考虑。

（22）锅炉制造厂应考虑有效的停炉保护措施和方法。

（23）锅炉制造厂应提供受热面化学清洗计划，在设计阶段选择材料时必须考虑化学清洗产生的电腐蚀效应。

（24）锅炉应装有必需的取样、监视、化学加药、疏水点和放气点以及停炉时的放水点。

（25）锅炉配供的主蒸汽管道、再热系统管道、高压给水管道及减温水管道推荐的工质流速如下：

1）主蒸汽管道：40～60m/s。

2）高温再热蒸汽管道：50～65m/s。

3）低温再热蒸汽管道：30～45m/s。

4）高压给水管道：2～6m/s。

5）过热器减温水管道：2～6m/s。

6）再热器减温水管道：2～4m/s。

（26）锅炉 BMCR 工况下烟风侧的阻力值：

1）炉膛到空气预热器出口压降不大于____kPa（不含脱硝，但已考虑脱硝的自拔风力）。

2）空气预热器一次风压降不大于_____kPa。

3）空气预热器二次风压降不大于_____kPa。

4）一次风燃烧器压降不大于______kPa。

5）二次风燃烧器压降不大于______kPa。

（27）在炉膛及煤粉燃烧器的设计中充分考虑降低 NO_x 排放的有效措施。NO_x 排放值不高于_____mg/m³（标准状态，O_2=6%），并且不得超过相关的最新版国家标准。

第四章

W 形 火 焰 锅 炉

第一节 W 形火焰锅炉主要特点

一、W 形火焰锅炉燃烧特点

W 形火焰锅炉是目前解决大容量电站锅炉无烟煤和低挥发分贫煤燃烧的最有效的、最经济的、最可靠的途径之一。

（1）W 形火焰锅炉的炉膛设计与前后墙对冲燃烧方式锅炉的不同之处在于：燃烧器沿炉宽方向错列布置在前后墙水冷壁组成的两个拱上。双拱炉膛配射式燃烧器，形成了 W 形火焰。W 形火焰可使煤粉气流尽可能多地接触高温回流热烟气并获得充分的扰动和混合，以提高燃烧器出口火焰根部的着火温度水平。

（2）W 形火焰使煤粉颗粒在燃烧区内有足够行程和停留时间，可提高无烟煤的燃尽率和燃烧效率。

（3）通常采用双调风旋流燃烧器、双旋风分离煤粉浓缩型燃烧器或直流缝隙燃烧器。

（4）燃烧所需的空气只有很小一部分从拱上送入，大部分空气通过拱下前后墙上的二次风口分级送入炉膛，从而实现分级送风、分级燃烧。这种方式既适合燃烧发展缓慢的无烟煤特性，又可降低 NO_x 的生成。

（5）在装设燃烧器的拱区和下部炉膛四周，根据燃用煤种的特性不同，在不同位置敷设不同数量的卫燃带，以提高炉内的火焰温度，稳定燃烧。

（6）W 形火焰锅炉的炉膛断面较大，沿炉膛四周布置有二次风和周界风，在炉膛四周形成氧化性气氛。

由于具有上述各种优点，W 形火焰燃烧与前后墙对冲燃烧及四角切圆燃烧相比较，在燃用同一煤种的情况下，锅炉最低不投油稳燃负荷可降低，燃烧效率可提高，从而提高了锅炉的经济性和调峰性能，因此，W 形燃烧是大容量锅炉燃烧难以着火的煤种（无烟煤、低挥发分贫煤）常采用的一种燃烧方式。超临界 W 形火焰锅炉燃烧系统与亚临界 W 形火焰锅炉基本一致。

二、W 形火焰锅炉布置特点

（1）W 形火焰燃烧锅炉是 Π 形布置。但是，其炉膛结构和燃烧器的布置，与切向燃烧和墙式对冲燃烧方式的 Π 形锅炉炉膛有较大的区别。燃烧器布置在炉膛前后墙的拱顶上，布置在拱顶的燃烧器向下喷射煤粉气流及部分二次风，其火焰射向炉膛中心转折向上，前后的 U 形火焰构成 W 形火焰燃烧（即双拱燃烧方式）。上炉膛出口以后的受热面布置与其他 Π 形锅炉相同。

（2）W 形火焰锅炉由于炉膛几何形状复杂，下炉膛为八角形，上炉膛为四角形，因此，超临界 W 形火焰锅炉没有采用螺旋管圈或常规的垂直管圈水冷壁系统，而是采用低质量流速优化内螺纹管的垂直管圈水冷壁系统，在采用优化型内螺纹管的同时，充分利用低质量流速的自补偿特性，满足各种条件下水冷壁运行安全的要求。从管圈布置情况来说，超临界 W 形火焰锅炉水冷壁壁温偏差稍大。

（3）超临界 W 形火焰锅炉与超临界螺旋管圈对冲炉相比，由于 W 形火焰锅炉的燃烧器只能布置在前后拱上，磨煤机所配燃烧器沿炉膛宽度方向一字排开布置，任何一台磨煤机的停运都会使炉内热负荷输入不均性加大；而对冲炉的燃烧器分层布置在前后墙上，每台磨煤机对应一层燃烧器，因此超临界 W 形火焰锅炉内从燃料输入热方面来说，W 形火焰锅炉较容易出现不均匀的现象。

（4）二次风喷口与煤粉喷口分别单排间隔布置于下炉膛前、后拱顶上。

（5）锅炉尾部竖井一般设计为双烟道结构，再热汽温的调节通过改变两侧出口烟道的烟气挡板开度实现。烟气调温挡板一般为水平布置。

超临界 W 形火焰锅炉总体布置如图 4-1 所示。

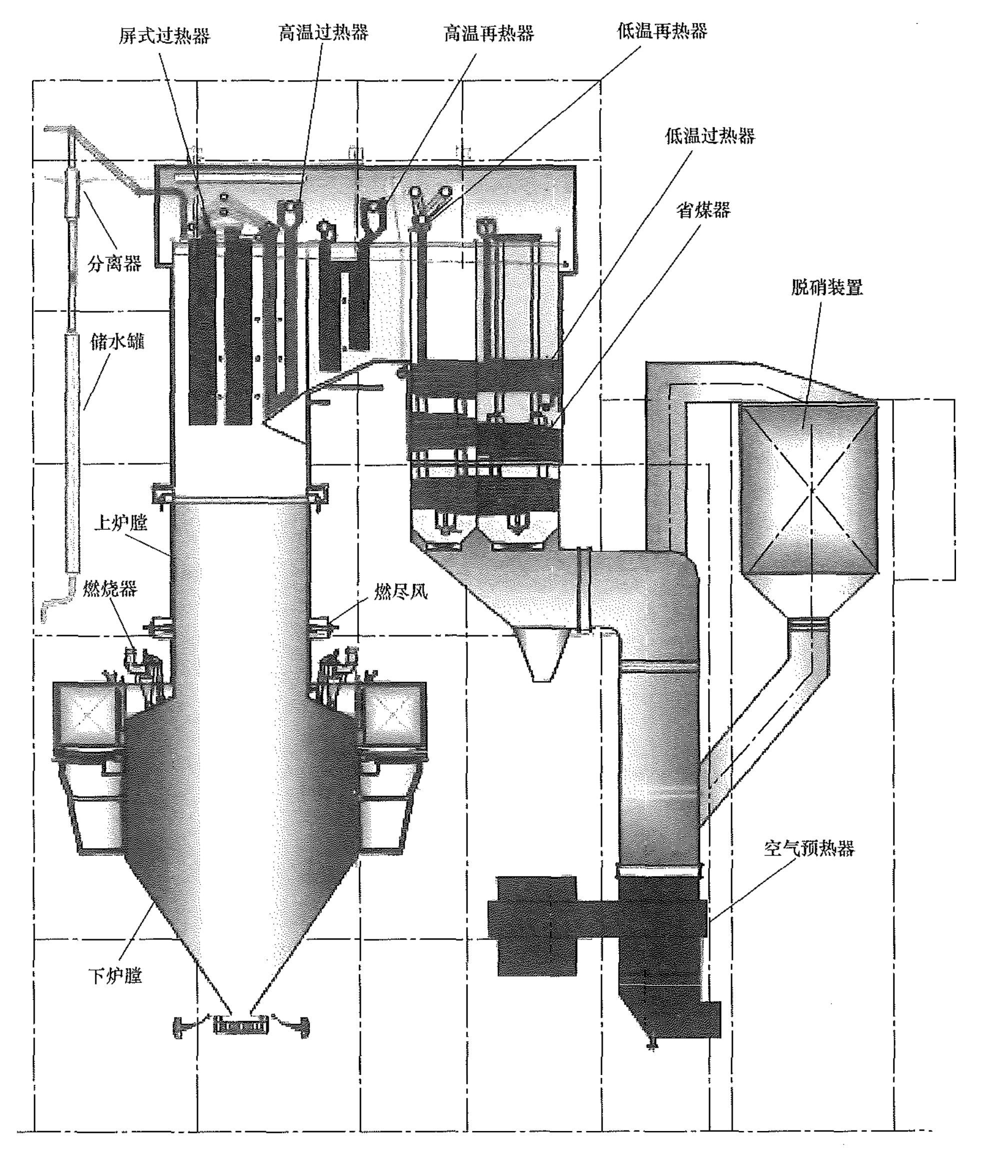


图 4-1 超临界 W 形火焰锅炉总体布置图

第二节 锅炉主要汽水系统及部件

一、超临界 W 形火焰锅炉启动系统

超（超）临界 W 形火焰锅炉宜采用带再循环泵（BCP）内置式启动循环系统。超（超）临界 W 形火焰锅炉水冷壁采用低质量流速水动力技术，管子通流面积很小，整个水冷壁的水容积仅有亚临界炉水冷壁的 1/4，比常规超临界炉小 30%，蓄水量小使得水冷壁的敏感性更大，在相变区易出现波动。带 BCP 启动过程中能够缩短启动时间、减少热量损失、减少补给水量，能更有效地控制蒸汽温度，易满足汽轮机冲转参数的要求，而不带 BCP 水冷壁温升大、流量小，对超临界 W 形火焰锅炉的水动力安全性不利，采用再循环泵的启动系统，是锅炉在启动阶段安全稳定运行的必要措施。

带再循环泵内置式启动循环系统由启动分离器、储水罐、再循环泵、再循环流量调节阀（360 阀）、储水罐水位控制阀（361 阀）等组成。

在锅炉启动处于循环运行方式时，饱和蒸汽经汽水分离器分离后进入顶棚过热器，疏水进入储水罐。来自储水罐的一部分饱和水通过锅炉再循环泵和再循环流量调节阀回流到省煤器入口，与锅炉循环流体在省煤器进口混合。在循环流量调节阀控制再循环流量，储水罐水位控制阀控制储水罐的水位。来自储水罐另一部分饱和水通过储水罐水位控制阀至大气式扩容器。启动系统示意图如图 4-2 所示。

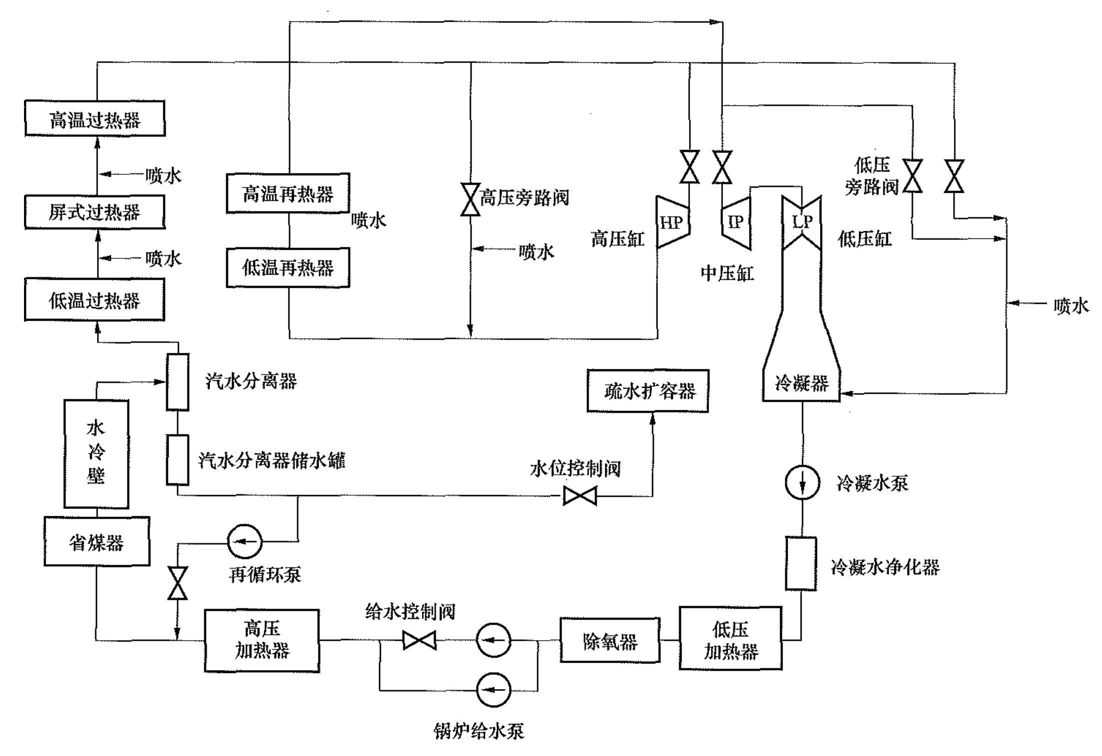


图 4-2　启动系统示意图

二、水冷壁系统

（一）亚临界 W 形火焰锅炉

亚临界 W 形火焰锅炉采用自然循环系统，锅炉水循环系统具有较高的循环倍率，高的质量流量及循环速度，有比较富余的偏离泡核沸腾（DNB）安全裕度以保证锅炉在任何工况下均不会发生传热恶化现象，保证水循环安全可靠。其系统特点如下：

（1）炉膛水冷壁采用膜式壁结构的垂直管圈。

（2）炉膛底部由前后墙水冷壁形成斗形，中间为排渣开口。前后墙中部向炉膛中心线方向弯曲成拱。

（3）下水管从汽包将水集中引出，再由分散引出管分别将水引入四周的水冷壁下集箱。经水冷壁吸热后由连接管道引入汽包。水冷壁及炉顶有良好的支吊和密封结构，保证水冷壁能均匀自由膨胀。

（二）超临界 W 形火焰锅炉

对于超临界 W 形火焰锅炉，由于炉膛形状的特殊性，常规螺旋管圈结构已难以保证合理的性能设计和结构设计，因此，超临界 W 形火焰锅炉必须采用垂直管圈（低质量流速优化的垂直内螺纹管）水冷系统，才能既满足性能要求，同时在结构中也容易实现。在垂直管圈水冷系统中，炉膛水冷壁管由单一向上的垂直管形成，下部采用内螺纹管，上部采用光管，通过选择合适的管子规格和节距达到一个较低的工质质量流速。

超临界 W 形火焰锅炉水冷壁系统包括以下几个方面特点。

1. 低质量流速垂直上升管圈

低质量流速垂直上升管圈技术具有自补偿特性，其基本原理是当质量流速在 1000kg/（m^2·s）左右时，流量分配具有正的响应特性，即类似于自然循环的自补偿特性：受热强的管子会流过更多的工质，从而降低其金属温度。其机理在于：受热强的管子工质温度更高，密度更小，重位压降也就越小，由于低质量流速下工质的流动阻力与重位压降相比只占一小部分，因此工质温度高的管子总阻力更小。在一个联通的回路内，流量会自动向阻力小（也就是受热强）的管子转移，管子温差小，适于变压运行及锅炉调峰。图 4-3、图 4-4 分别为高（低）质量流速垂直管圈流量响应特性。

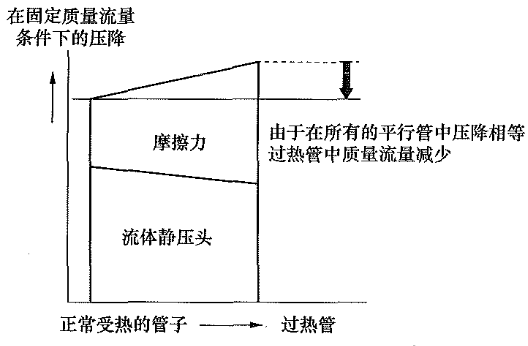


图 4-3　高质量流速垂直管圈流量响应特性

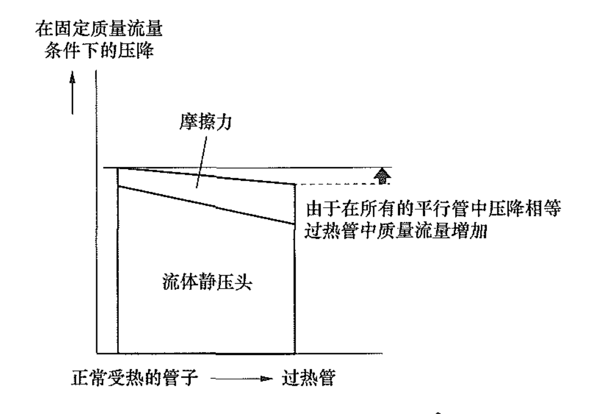


图 4-4 低质量流速垂直管圈流量响应特性

2. 优化内螺纹管

为了避免在低负荷时出现传热恶化，超临界 W 形火焰锅炉下部水冷壁采用优化的内螺纹管。内螺纹管是一种内壁加工成螺旋线的无缝钢管，优化内螺纹管能增强换热，推迟传热恶化，与普通内螺纹管相比传热系数更高，有效降低金属温度，允许在很低的质量流速运行而不出现传热恶化，提高水动力安全裕度，低负荷适应能力强。优化内螺纹管后的效果如图 4-5～图 4-7 所示。

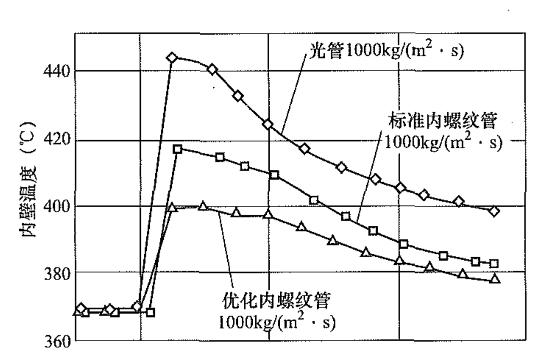


图 4-5 优化内螺纹管能降低金属温度

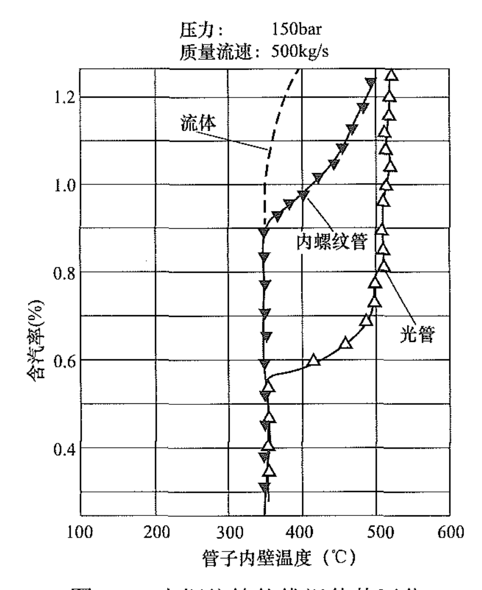


图 4-6 内螺纹管能推迟传热恶化

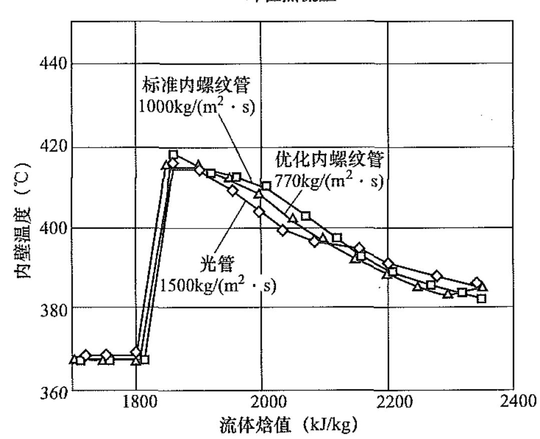


图 4-7 优化内螺纹管仅需很少的流量就能达到很好的冷却效果

3. 水冷壁结构

W 形火焰锅炉炉膛四周采用全焊式膜式水冷壁结构，以保证炉膛的气密性。水冷壁由水循环回路的上升管组成，是锅炉的主要辐射受热面，同时具有保护和减轻炉墙的功能。下部水冷壁采用内螺纹管，上部水冷壁采用光管。下部水冷壁与上部水冷壁之间宜设置水冷壁中间集箱，此结构对工质混合、消除热力与水力偏差有利。

水冷壁系统还有一个重要组成部分就是折焰角。折焰角在炉膛后墙出口处用以改善炉内气流分布，能够增加水平连接烟道的长度，在不增加锅炉深度下，可布置更多的对流受热面，能够改善炉内烟气流动状况，以避免涡流与死角，提高炉膛辐射受热面的利用程度。

为维持较难着火煤种的稳定着火燃烧，双拱燃烧炉膛通常需在下炉膛邻近燃烧器喷口区域水冷壁表面敷设一定数量的卫燃带。

第三节 炉 膛 及 燃 烧 器

一、炉膛特征参数项的选取

（1）对于双拱燃烧方式（又称 W 形火焰燃烧方式）的炉膛，选型准则一般可取用以下 4 项主要轮廓特征参数：

1）全炉膛容积放热强度 q_V（BMCR），kW/m³（上限值）。

2）下炉膛容积放热强度 $q_{V,L}$（BMCR），kW/m³（上限值）。

3）下炉膛断面放热强度 $q_{F,L}$（BMCR），MW/m²（可用值）。

4）燃尽区容积放热强度 q_m（BMCR），kW/m³（上限值），或燃尽区高度 h_1，m（下限值）。

除上述特征参数外，不排除对炉膛轮廓尺寸的其他辅助性规定。

炉膛轮廓尺寸和炉膛特征参数的定义见本手册第

三章第三节。

（2）新扩建机组选型时，对上条所列特征参数可分别规定出不宜超越的上限值（q_V，$q_{V,L}$及q_m）或下限值（h_1）和可用值范围（$q_{F,L}$）。

（3）特征参数限值的推荐范围如下：

双拱燃烧锅炉目前具有运行业绩的最大机组容量为660MW电功率等级（含700MW），燃煤最低V_{daf}为8%~10%，炉膛特征参数（上限值或可用值）推荐范围见表4-1。

表4-1 双拱燃烧炉膛特征参数限值推荐范围

机组容量	300MW	600MW
q_V（BMCR）上限值（kW/m³）	90～105	80～95
$q_{V,L}$（BMCR）上限值（kW/m³）	190～230	220～250
$q_{F,L}$（BMCR）可用值（MW/m²）	2.2～3.0	2.5～3.0
q_m（BMCR）上限值（kW/m³）	240～320	
h_1下限值（m）	15～20	20～23

注 1. 表中的数值适用于V_{daf}≤10%的煤质。
2. q_m和h_1两种特征参数可以任选其一。

二、配风系统

锅炉的总风量分为一、二、三次风（从炉拱下射入炉膛的热风称二次风，从前后墙射入炉膛的热风称三次风）及乏气（采用储仓式制粉系统时为制粉乏气，采用直吹式制粉系统并带煤粉浓缩器时为稀相一次风）。

（1）一次风占锅炉总风量的10%~25%。用于供给磨煤机干燥煤粉、送粉以及提供煤粉初步燃烧的氧气。

（2）二次风通过拱上风箱内的二次风喷口向下喷入炉膛，用于提供燃烧所需氧气，并组织燃烧动力场，为了使二次风配风均匀，在二次风喷口特别设置了二次风均风板。

（3）三次风占锅炉总二次风的10%~20%，通过三次风箱从水冷壁上预留的空隙中水平进入炉膛，属于低NO_x燃烧技术的分级风，同时组织燃烧动力场。布置在下炉膛前后墙上的三次风（也称前后墙二次风或分级风）喷口必须设计成不致被高温灰渣堵塞的结构形式，且宜有控制三次风方向（下倾或左右）的调节挡板，以避免阻挡一次风粉射流下射深度，充分发挥三次风降低灰渣含碳热损失和NO_x生成浓度水平的作用，或借以保护翼墙和侧墙，防止严重结渣与腐蚀。

（4）为降低双拱燃烧炉膛的NO_x排放浓度，宜在上炉膛下部适当位置设置分离燃尽风（SOFA），与此同时，设法降低可能由此引起的飞灰可燃物增加的热损失。

（5）拱式燃烧方式炉膛出口过量空气系数设计值通常宜取1.20~1.30（BRL及BMCR工况）。投运后的最佳值应由燃烧调整试验决定。

三、燃烧器

1. 双旋风分离煤粉浓缩型燃烧器

双旋风煤粉浓缩型燃烧器是专门设计用于燃烧低挥发分燃料的无烟煤型燃烧器。其设计的着眼点是采用旋风筒进行煤粉浓缩，并提供多种调节手段，以适应无烟煤着火、稳燃的要求。

（1）双旋风煤粉燃烧器由煤粉进口管、煤粉均分器、双旋风筒壳体、煤粉喷口、乏气管、乏气挡板等组成，其结构简图如图4-8所示。

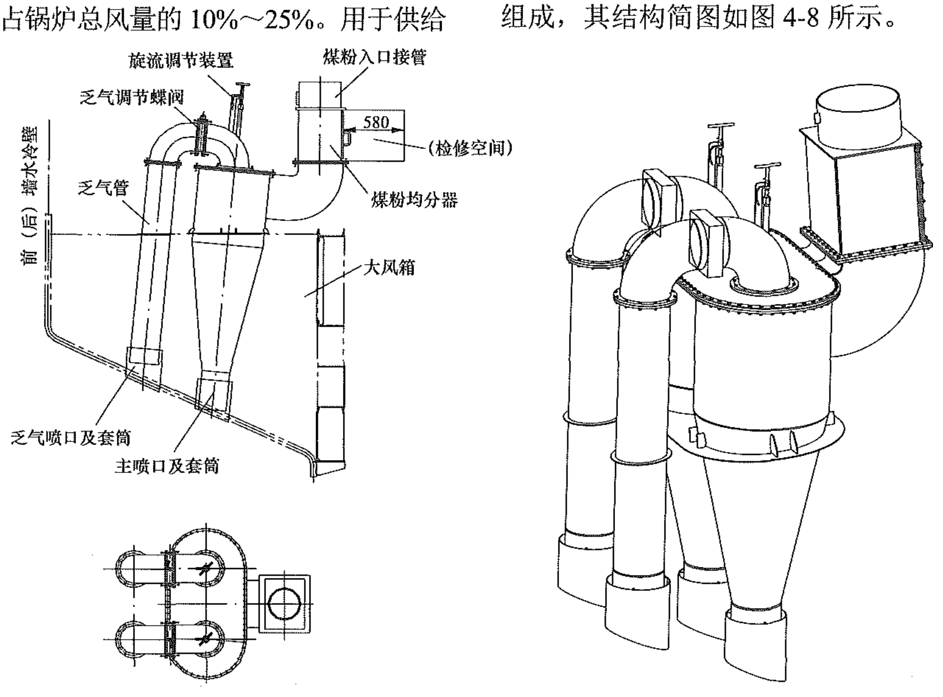


图4-8 双旋风煤粉燃烧器结构简图

（2）一次风粉混合物经煤粉管道输送至燃烧器。进入燃烧器后，煤粉均分器将其等分成两股气流分别切向送入相应的两个旋风筒，风粉混合物在旋风筒内旋转。由于离心力的作用，大部分煤粉被分离到筒壁附近，旋风筒中心部位的一次风含粉量极少，该部分一次风被作为“乏气”由乏气管引出从其他部位送入炉膛。其余一次风因此得到浓缩，煤粉浓度大大提高，从主煤粉喷口向下喷射送入炉膛，组织 W 形火焰燃烧。

（3）乏气管道上设有乏气挡板，可以调节乏气引出量，从而调节主煤粉气流煤粉浓度。

（4）每个旋风筒内设有旋流调节装置，它由一个调节杆和几片直叶片组成。用于调节、抑制主煤粉气流的残余旋转，使煤粉气流保持足够的刚性和最佳扩散角。

（5）双旋风煤粉燃烧器筒体及弯头内壁衬有高性能的耐磨陶瓷材料（氮化硅结合碳化硅耐磨陶瓷材料或黏土碳化硅耐磨陶瓷等耐磨材料），用以提高燃烧器耐磨强度。

2. 直流缝隙式燃烧器

直流缝隙式燃烧器由一组矩形喷口组成，如图 4-9 所示。

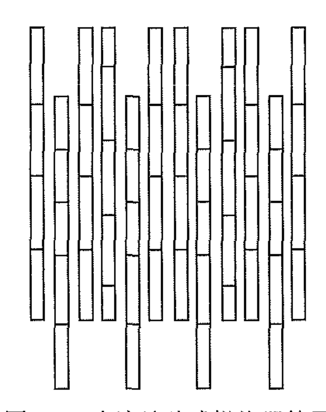


图 4-9　直流缝隙式燃烧器简图

（1）煤粉和空气分别由不同喷口喷进炉膛。由于流过介质不同可分为一、二、三次风口。一、二次风口布置在前后墙拱上呈交错布置。在每只一次风煤粉喷口中间（或侧边）装有一个点火油枪，喷口为长方形，有较大的周界比，有利于着火。

（2）为了提高煤粉浓度、改善着火条件，直流缝隙式燃烧器加装了旋风分离器。约 50%的空气通过旋风分离器从煤粉中分离出来，从燃烧器上面的狭缝进入下炉膛燃烧，煤粉和剩余的一次风气流主要从旋风分离器的底部流出，然后垂直向下流出燃烧器的主喷嘴。

（3）当煤种挥发分变化时，可调节抽气调节挡板改变从旋风分离器上部抽出的风量，使得煤粉气流达到最佳着火条件。挥发分越低，从旋风分离器上部抽出的风量越大。

（4）燃烧器一次风口和二次风口间隔布置，三次风口布置在下炉膛前后炉壁的底部，助燃空气主要由炉拱处引入二次风，三次风仅用来为与灰斗斜管接角的边缘火焰提供足量空气以防其熄灭。

3. 双调风旋流燃烧器

（1）双调风旋流燃烧器的主要特点是：内、外二次风旋流强度分别可调；燃烧器总二次风量可调，并装有相应的风量测量装置。根据煤质的着火特性，设置对应的内二次风叶片开度，以确保煤粉的及时着火、点燃。同时取用较高的外二次风速，增加气流的刚性，使燃料既能迅速地获得着火所需的热量，又能使高温的燃烧气流始终处于外围二次风的包围之中，避免形成开放式气流，获得较适宜的旋流强度，防止着火提前使火焰中心靠近喷口而结焦；一、二次风气流扩散角较收敛，防止气粉分层、煤粉掉在冷灰斗上再燃结焦，又防止了气流贴近水冷壁。双调风旋流燃烧器本身结构及调节特性对防止炉膛的高温腐蚀与结焦有利。

（2）双调风旋流燃烧器在解决煤粉着火上有以下优势：

1）利用煤粉浓缩技术，降低煤粉着火所需的着火热。来自磨煤机的一次风煤粉气流经过燃烧器浓缩之后，使 50%左右的一次风和 10%～15%煤粉分离出来，经乏气管引到乏气喷口直接喷入炉膛燃烧；其余 50%左右的一次风和 85%～90%的煤粉由布置拱上的燃烧器一次风喷口喷入炉内燃烧。浓缩后一次风的煤粉浓度提高到约 1.0kg 煤粉/kg 空气，降低了煤粉着火所需的吸热量，有利于煤粉的着火与稳燃。

2）煤粉气流的着火过程中，着火所需热量的主要来源是对流传热。旋流燃烧器靠旋转气流形成的回流区卷吸高温烟气提供的热量来点燃煤粉气流。对于双调风旋流燃烧器，煤粉的着火基本上是在二次风尚未混入的情况下进行的，即是处在煤粉浓度高，所需着火热量较小的情况下进行的，因而点火比较容易。

第四节　国内主要制造厂 W 形火焰锅炉特点

一、东方锅炉（集团）股份有限公司 W 形火焰锅炉特点

东方锅炉（集团）股份有限公司（以下简称“东锅”）具有燃烧低挥发分无烟煤的 300、600MW 机组 W 形火焰锅炉设计、制造技术。

1. 燃烧设备

锅炉 24 个双旋风煤粉燃烧器顺列布置在下炉膛

的前后墙炉拱上，前墙12只、后墙12只。前、后墙水冷壁上还布置有26个燃尽风调风器，前、后墙各13只。燃尽风调风器主要由一次风、二次风、调风器及壳体等组成，如图4-10所示。一次风为直流风，二次风为旋流风。燃尽风调风器将燃尽风分为两股独立的气流喷入炉膛，中央部位的气流为直流气流，外圈气流是旋转气流，离开调风器后向四周扩散，用于和靠近炉膛水冷壁附近的上升烟气进行混合。外圈气流的旋流强度和两股气流之间的流量分配均可以通过调节机构来调节。燃尽风调风器一、二次风均采用手动调节的方式，调节机构的最佳位置在锅炉试运行期间的燃烧调整试验时确定，只要煤种不发生大的变化就不要进行调节。燃尽风总风量的调节通过燃尽风风箱入口风门执行器来实现调节。

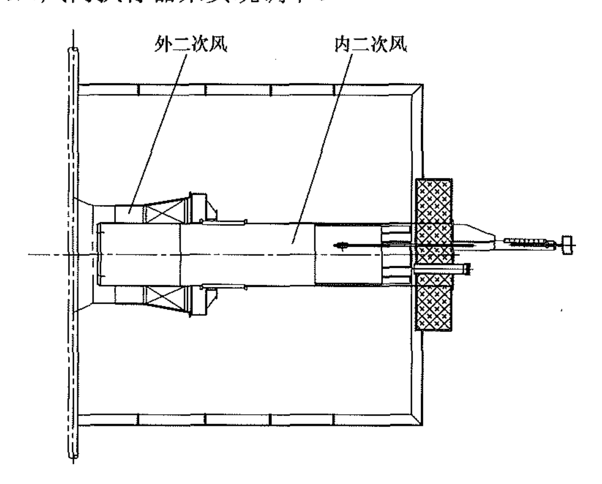


图4-10　燃尽风调风器示意图

2. 分级送风的大风箱

分级配风的原则：与其他的W形炉不同，东锅W形火焰锅炉拱上只送入少量的二次风，以满足喷口冷却和燃烧初期需要，避免在着火区过早送入大量二次风，影响无烟煤的着火和初期的燃烧稳定。煤粉着火后，在拱下适当部位逐级送入燃烧所需的大量二次风，以满足燃尽的需要。

每台锅炉共24只双旋风煤粉燃烧器，燃烧器大风箱也划分为相应的24个独立的配风单元，对每个燃烧器的二次风实行单独控制。每个配风单元由上部风箱和下部风箱两部分组成。

上部风箱：上部风箱负责拱上配风。拱上二次风分为三部分，分别由A、B、C三个挡板控制。

挡板A：控制燃烧器乏气喷口和燃烧器煤火检的冷却风。

挡板B：控制燃烧器煤粉喷口的周界风；用于调节煤粉气流着火点及冷却喷口。

挡板C：控制油枪运行时点火稳燃油枪燃烧所需的风量并在煤粉燃烧器运行时为燃烧器送入适当的二次风量。

下部风箱：下部风箱负责拱下配风。拱下二次风分为两层，分别由D、F挡板控制。

挡板D：风量较小；与拱部离开适当距离布置，避免二次风与煤粉气流过早混合。

挡板F：风量较大。

3. 边界风

东锅W形火焰锅炉在锅炉冷灰斗与侧墙交界处以及冷灰斗落渣口处设有边界风，在炉拱的角部布置有防焦风盒，能非常有效地防止在这些部位高温腐蚀。边界风来自二次风大风箱，仅占二次风的极小部分。燃烧设备调节机构示意图如图4-11所示。

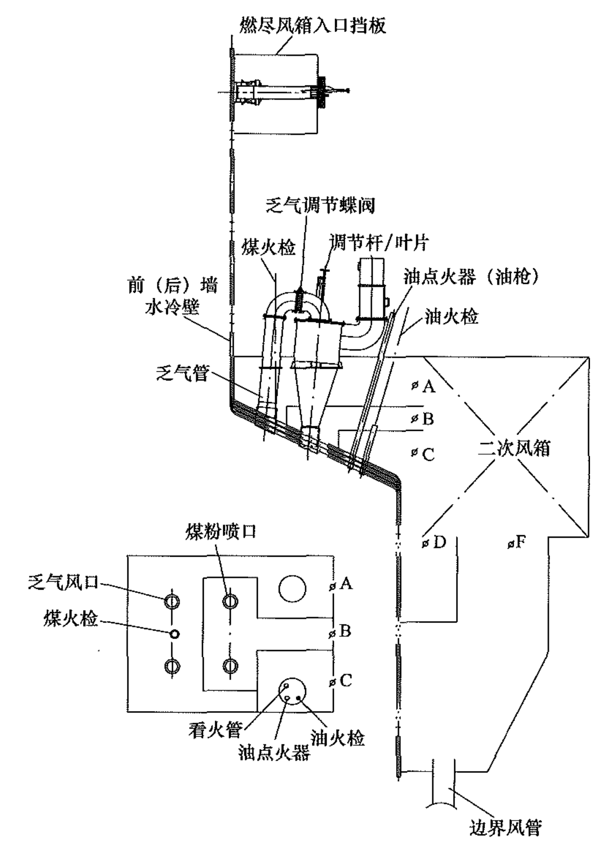


图4-11　燃烧设备调节机构示意图

ø手动：A挡板、B挡板、D挡板、乏气调节蝶阀

ø电动：燃尽风箱入口挡板、C挡板、F挡板

二、北京巴布科克·威尔科克斯有限公司W形火焰锅炉特点

北京巴布科克·威尔科克斯有限公司（以下简称"北京巴·威公司"）采用美国巴·威公司的W形火焰锅炉技术。

1. 燃烧设备

北京巴·威公司采用浓缩型双调风旋流燃烧器，600MW级机组每炉通常配24只双调风旋流燃烧器。在合理选取一、二次风风速等参数的前提下，使燃烧器的二次风保持适当的旋流强度，适度的卷吸高温烟气，从而有利于煤粉的着火和点燃。同时，通过调节

外二次风叶片的开度，可适当调节煤粉气流的下冲力，充分利用下炉膛的空间，从而有效地延长了煤粉在下炉膛的停留时间，改善火焰充满度。

为了及时补充燃烧器在燃烧后期的风量，加强燃烧后期的混合，有效而高效地燃烧煤粉，同时也为了降低NO_x排放量，沿火焰行程在炉膛前后墙分段送入乏气和分级风。

2. 配风

（1）50%的一次风和 85%～90%的煤粉由布置拱上的燃烧器一次风喷口喷入炉内燃烧。

（2）50%的一次风和 10%～15%的煤粉（即乏气风）由布置拱下的乏气风喷口送入炉内燃烧。

（3）采用拱上风和拱下风（分级风）分隔的半开式大风箱结构。有利于对拱上风和拱下拱比例进行调节。

（4）大部分二次风从拱上风箱进入燃烧器的内、外二次风喷口。

（5）少部分二次风从位于乏气风喷口下方的拱下风箱引入分级风管，并从分级风喷口送入炉膛。

（6）为了最大限度地控制NO_x生成量，将主燃烧器的风量控制在理论空气量以下，其余风量从布置在炉拱上方的 OFA 喷口送入。

三、哈尔滨锅炉厂有限责任公司W形火焰锅炉特点

哈尔滨锅炉厂有限责任公司（以下简称“哈锅”）具有 350、600MW 机组 W 形火焰锅炉设计、制造技术。

1. 燃烧设备

哈锅燃烧器采用直流式浓淡燃烧器；600MW 级机组每炉通常配 24 只直流式浓淡燃烧器，煤粉喷口与二次风口相间单排布置在炉膛前、后拱顶上，为保证一次风中煤粉不冲刷水冷壁，一次风喷口中心线至侧水冷壁留有较大间距，煤粉气流与炉中心线平行喷入炉内，避免了火焰短路上飘，保证了 W 形火焰的对称性，使火焰在炉内具有良好的充满度，为煤粉的燃尽创造有利条件。

直筒型旋风分离器结构主要由方圆节、入口管、淡相一次风管、浓相一次风管、圆筒体和圆锥体等几部分结成，结构简图如图 4-12 所示。旋风分离器是一种依靠离心力将固体颗粒从气流中分离出来的装置。其具有结构简单、设备紧凑、无相对运动部件、操作维修方便、分离效率高等优点，适用于 W 形火焰锅炉，将一次风粉分离成浓煤粉气流和淡煤粉气流。

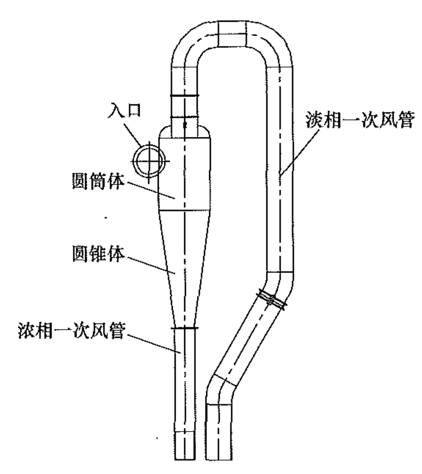


图 4-12 旋风式浓淡分离器结构简图

一次风管道的末端与装设在旋风分离器圆筒体侧面的分离器入口端连通，旋风分离器出口浓淡相煤粉气流经过风管分别与浓相、淡相燃烧器喷口相连通。

煤粉分离器布置在燃烧器入口，浓一次风煤粉从水冷壁前、后拱把煤粉送入炉膛，淡一次风煤粉（乏气）从锅炉前后下水冷壁送入炉膛。

2. 配风

（1）燃烧所需二次风，分三部分送入炉膛：

1）一部分二次风作为拱上二次风，由前、后拱上喷入炉膛，主要提供煤粉初期燃烧所需的空气，另外较高的二次风速可以保证形成良好的空气动力场。

2）一部分二次风作为下二次风，由锅炉拱下部沿冷灰斗斜坡角度下冲喷入炉膛，主要提供煤粉燃烧中期所需的氧气，确保燃烧的扩展和煤粉的燃尽，同时下冲的二次风能够有效地导引火焰深入冷灰斗区域，延长火焰行程，保证燃尽时间，避免了燃烧器主气流冲刷冷灰斗形成结渣，为形成炉内良好的空气动力场创造了有利条件。

3）另一部分二次风作为燃尽风，在上炉膛底部下倾喷入炉膛，燃尽风的设置一方面使得下炉膛温度水平得以提高，保证了煤粉的稳燃，另一方面，实现分级燃烧，抑制了NO_x的生成，使燃烧器具有了良好的低NO_x特性。

（2）哈锅开发了 W 形火焰锅炉风包粉高效低氮氧化物燃烧技术，此技术关键点如下：

1）在上炉膛下部，即拱上靠近喉口位置布置全混合燃尽风装置。从上部二次风箱引出一定量的空气，经由此装置喷入炉膛，为煤粉的燃尽提供充足的氧气，减少q_4损失，提高锅炉热效率。全混合的燃尽风喷口在结构上分为内外两个风道，内风道为直流喷口，外风道内安装有旋流叶片，为旋流喷口，气流经过此通道后带一定旋转强度进入炉膛。

2）在靠近炉膛中心高温区域布置浓煤粉气流，前后墙下水冷壁的位置布置淡煤粉气流，在浓煤粉气流

两侧、浓煤粉气流和前后水冷壁之间布置二次风喷口。拱上二次风能够有效地引导一次风煤粉气流按设定的路径喷入炉膛，保证一次风煤粉气流有足够的下射深度，提供煤粉燃烧初期所需的空气，这种二次风布置方式也可以防止炉膛内水冷壁结焦。拱上燃烧器喷口布置方案如图 4-13 所示。

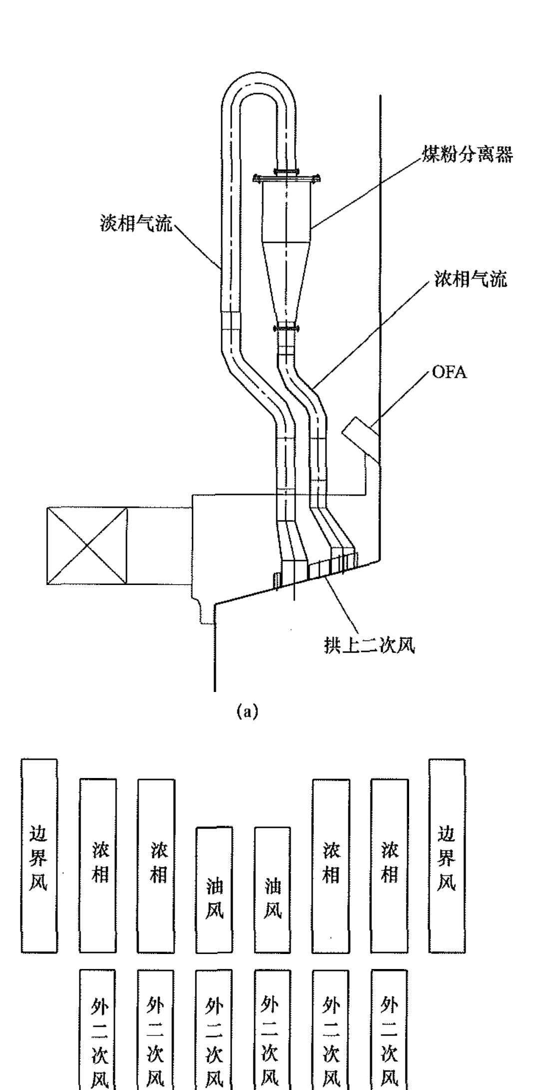


图 4-13　拱上燃烧器喷口布置方案图
（a）拱上燃烧器外形图；
（b）拱上燃烧器喷口布置示意图

3）在拱下布置可调式二次风分风室倾斜装置。该技术将一部分风量布置于拱下，采用可调式分风室二次风下倾装置，使下层二次风向下倾斜一定角度进入炉膛，具体结构如图 4-14 所示。风箱内的二次风先进入各块纵向分流板隔成的分风室内，在各个小风室内，二次风受到安装在里面各块横向导流板的导向作用，向下倾斜喷入炉膛，充分补充煤粉颗粒后期燃烧所需的空气。

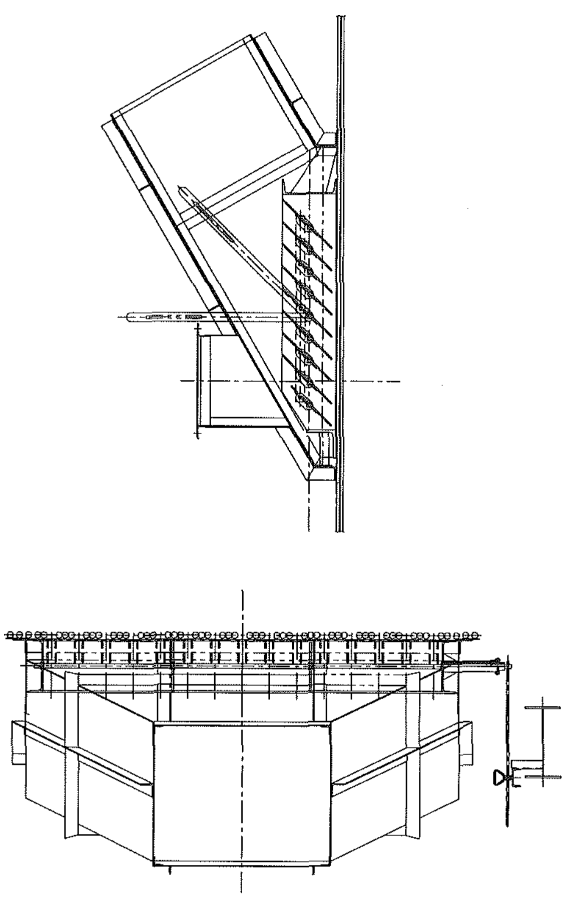


图 4-14　可调式二次风分风室下倾装置

4）采用局部通风装置防止侧墙及翼墙水冷壁结渣。W 形火焰锅炉的侧墙和翼墙原没有任何进风口，该技术将侧墙或翼墙上的相邻水冷壁管间的鳍片打掉，形成贴壁风口，部分二次风由此通入炉膛，如图 4-15 所示。

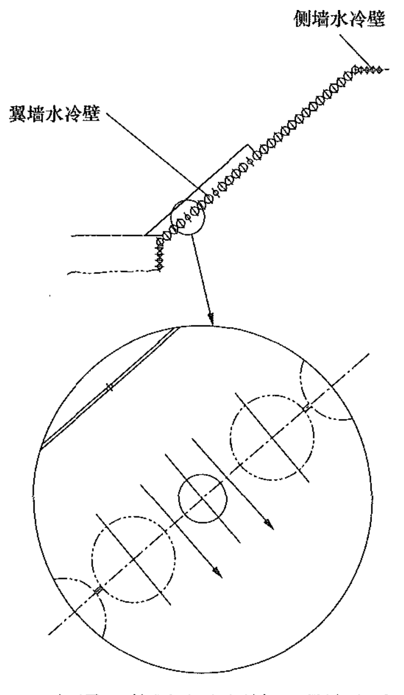


图 4-15　局部通风装置防止侧墙及翼墙水冷壁结渣

以上关键技术结合，在整个炉膛靠近炉壁的区域形成较淡的煤粉气流区（由淡煤粉气流、拱下下倾二次风、侧墙翼墙贴壁风组成），而在靠近炉膛中心的区域形成较浓的煤粉气流区（由各股浓煤粉气流构成），形成了风包粉的燃料空气供入方式，因而称这种技术为 W 形火焰锅炉风包粉高效低氮氧化物燃烧技术。

四、上海锅炉厂有限公司 W 形火焰锅炉特点

上海锅炉厂有限公司（以下简称“上锅”）具有350、600MW　W 形火焰锅炉设计、制造技术。上锅采用拱形燃烧系统，即采用燃料预热喷口燃烧器和“乏气–燃尽风系统”，可以适应低挥发分燃料的燃烧，同时保持较低的 NO_x 排放。

1. 燃烧设备

燃料预热喷口燃烧器的示意图如图 4-16 所示，该燃烧器由一个短燃烧器喷嘴和一个固定消旋叶片的圆筒型组件组成。利用这种设计，增加了风粉混合物的分离，同时由于保持了适当的火焰穿透能力，可以增强煤粉气流与热空气的混合，使喷嘴出口的风粉混合物温度提高至 200℃以上，改善低挥发分煤的着火。

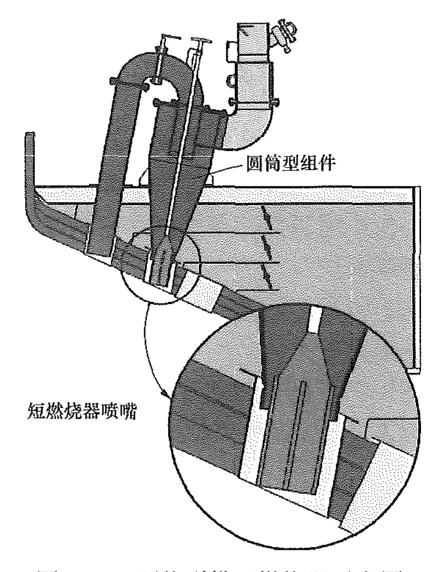


图 4-16　预热型拱形燃烧器示意图

燃烧器装置布置于拱上，燃烧器喷嘴和乏气喷嘴分别安装于拱部和拱上部的前后墙水冷壁上。各个拱形燃烧器的间距和布置要确保足够的间隙，以保证锅炉出口烟气温度均匀和烟气流的均匀，并避免炉膛水冷壁结渣。煤粉管道与燃烧器装置之间的连接位于燃烧器装置外部。分离后离开燃烧器本体的煤粉气流的分配，由乏气挡板控制，乏气挡板布置于乏气管上。

2. 乏气–燃尽风系统

上锅采用乏气–燃尽风系统。拱形燃烧的燃尽风是一个附加的空气分级，在拱形的上部进风，由一个带有两个同心入口的风口组成，称作“环向”和“中心”风口。图 4-17 所示是带有“乏气–燃尽风”系统的示意图。乏气中携带有浓度很低的极细煤粉，加上 OFA 的稀释后，极细煤粉的浓度更低。

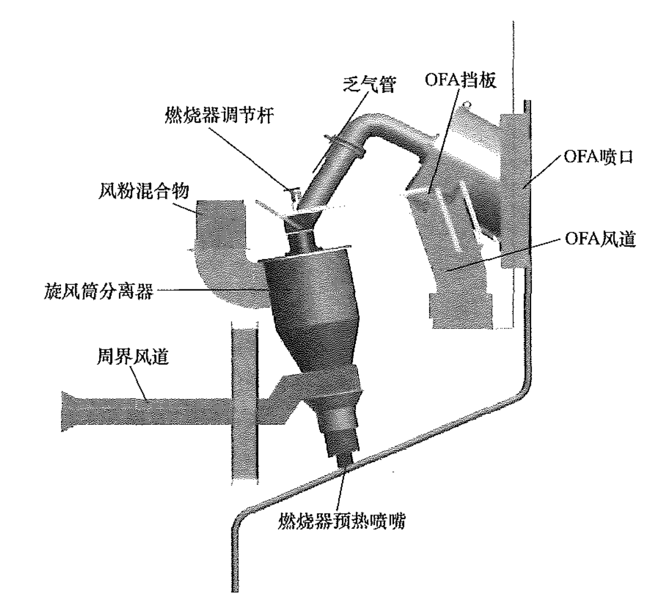


图 4-17　改进型低 NO_x 拱形燃烧系统示意图

（1）燃尽风系统安排在燃烧器阵列顶部的上方，目的是使燃烧尽可能完全。这会增大预燃尽风火焰滞留的时间，使 NO_x 排放减少到最佳水准。

（2）初始燃烧阶段所需的二次风由风箱送入到拱部燃烧器。二次风被分成很多股气流：燃料风通过与每一个燃烧器喷嘴同心的喷口进入锅炉；其他二次风，即拱部二次风，作为点火风及燃烧风，送入拱部的点火器和主燃油喷口。拱部燃料风与拱部二次风的分配由挡板控制。与乏气挡板同样，燃料风挡板用于调整火焰，以保证具有合适穿透能力的火焰进入下部炉膛。

（3）燃烧所需的二次风，通过风箱，从拱下前后的竖直水冷壁上的喷口进入炉膛。沿竖直水冷壁不同高度方向，被分隔成几个不同的，拱下二次风分别进入这些风室中。每一个风室又进一步被竖直分隔板分成对应于每个燃烧器的小风室。二次风挡板（竖直水冷壁处的二次风调节挡板）用于调节各二次风的风量分配。进入炉膛的二次风为整个燃烧阶段提供空气。

第五节　主 要 技 术 规 范

锅炉招标文件应提出以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

下文的锅炉性能保证值空白处由锅炉制造厂填写。

1. 保证的锅炉最大连续蒸发量

在下述条件下，制造厂保证的锅炉最大连续蒸发量（BMCR）为_____t/h（与汽轮机的 VWO 工况的进

汽流量相匹配的数值）。

（1）燃用给定的煤种（设计和校核煤种）。

（2）额定给水温度。

（3）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

（4）蒸汽品质合格。

2. 锅炉保证效率

锅炉保证效率在下述工况条件下，锅炉保证热效率不低于_____%（按低位发热量）

（1）燃用设计煤种。

（2）空气预热器进风温度按环境温度：_____℃。

（3）大气相对湿度___ %。

（4）锅炉带额定负荷（BRL）。

（5）锅炉热效率计算按 GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》或 ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes）》进行计算及有关项目的修正。

（6）煤粉细度为 R_{90}=___%。

（7）锅炉省煤器出口 NO_x 的排放浓度不超过___mg/m^3（标准状态，O_2=6%）。

（8）按锅炉制造厂提出的效率修正曲线。

3. 空气预热器漏风率

在下述条件下，空气预热器的漏风率（每台）在投产第一年内不高于 5%，运行 1 年后不高于 7%。一次风漏风率不超过 30%。

（1）燃用设计煤种。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）空气预热器漏风率按本手册第三章式（3-13）计算，一次风漏风率按本手册第三章式（3-14）计算。

4. 不投油最低稳燃负荷

在下述工况条件下，不投油最低稳燃负荷不大于___% BMCR。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）煤粉细度为 R_{90}=___%。

（3）规定的磨煤机运行台数。

（4）最低稳燃负荷至少经过 4h 的验收试验。

5. 烟风侧压降

燃烧器的一次风压降为____kPa，燃烧器的二次风压降为____kPa，烟气压降（从炉膛出口到脱硝装置进口）为____kPa，空气预热器烟气侧的压降为___ kPa。

在下述工况条件下，烟、风压降实测值与设计值的偏差不大于___%。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）额定炉膛负压与额定过量空气系数。

6. NO_x 排放浓度

在下述工况下，锅炉省煤器出口 NO_x 的排放浓度不超过___mg/m^3（标准状态，O_2=6%），并且不超过最新国家标准。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）锅炉带额定负荷 BRL。

（3）煤粉细度为 R_{90}=____%。

（4）炉膛出口过量空气系数为设计值。

（5）锅炉效率___%。

7. 汽、水侧压降

在下述工况条件下，过热器、省煤器的实际汽、水侧压降数值不超过_____MPa，再热器压降不超过______MPa。

（1）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（2）锅炉给水品质合格。

8. 额定汽温负荷范围

在下述工况条件下，锅炉在 50%BMCR～100%BMCR 范围内运行时，过热蒸汽能维持其额定汽温；在 60%BMCR～100% BMCR 范围内运行时，再热蒸汽能维持额定汽温，偏差不超过±5℃。

（1）燃用给定的煤种。

（2）炉膛出口过量空气系数保持设计值。

（3）过热器、再热器各部位均无超温现象。

二、技术规范要点

下文技术规范要点的空白处由锅炉制造厂填写。

（1）锅炉为___MW 机组的超临界参数、W 形火焰燃烧。一次中间再热、单炉膛、平衡通风、固态排渣、直流燃煤锅炉。

（2）锅炉根据环境温度选择采用露天布置或封闭设计，全钢结构。

（3）锅炉在不投油助燃时，最低稳燃负荷不应大于 40%BMCR（设计煤种和校核煤种），并能长期稳定运行。

（4）在不考虑装设脱硝装置条件下，锅炉设计在各种燃烧工况或负荷下均应满足 NO_x 排放不超过____mg/m^3（标准状态，O_2=6%）。

（5）脱硝反应器高架布置在炉后空气预热器或除尘器入口烟道上方，烟气由省煤器和空气预热器之间的烟道引出至脱硝反应器，脱硝后的烟气从反应器出来引至空气预热器。锅炉钢架设计考虑脱硝装置布置空间和荷载，并且与业主确定的脱硝装置相适应。

（6）点火方式为轻柴油点火，经技术经济比较合理时也可采用少油点火。

（7）锅炉负荷适应性强，机组具有单侧辅机故障减负荷运行（RB）功能，能承受 50%额定负荷突然变化并保持稳定运行，同时机组在 100%负荷的突然变化情况下，应能保证锅炉安全。

（8）锅炉应能以复合滑压运行方式和定压运行方

式运行。

（9）锅炉最大连续蒸发量（BMCR）等于汽轮机VWO 工况下的进汽量。锅炉最终参数必须与汽轮机参数相匹配。

（10）当高压加热器全切除时，锅炉应能满足汽轮机带额定负荷的进汽参数。

（11）锅炉应有防止炉膛和屏式过热器结焦的可靠措施及防止炉膛水冷壁管高温腐蚀的可靠措施。

（12）锅炉负荷在 90%BMCR～100%BMCR，燃用设计煤种时，锅炉保证热效率应大于___%（按修正后的低位发热量）。锅炉热效率验收试验按 ASME PTC4.1 进行测定和计算。

（13）空气预热器进口设置暖风器（或热风再循环），空气预热器的设计采取切实可靠的措施防止低温腐蚀和 SCR 装置对空气预热器的影响。

（14）锅炉的寿命要求：主要受压部件设计寿命不小于 30 年，空气预热器受热元件的使用寿命应大于 50000h。喷水减温器的喷嘴使用寿命应大于80000h。

（15）空气预热器的漏风率在锅炉投运一年内验收试验时小于____%，投运 1 年后小于____%。

（16）无论采用何种燃烧方式，过热器、再热器左右侧温度偏差应分别小于 5℃和 10℃。

（17）采用带再循环泵的启动系统，锅炉具有快速启动能力，缩短机组启动时间。在启动过程中可有效回收热量和工质。

（18）上下水冷壁之间设计有中间全混合集箱，以减小上水冷壁之间的温度偏差。水冷壁设计保证相邻两根管子间的温度偏差小于 50℃，前墙、后墙、左右墙分别任意两个温度测点之间的温度偏差不高于 80℃，且保证不发生水冷壁管和鳍片拉裂的现象。

第五章

褐 煤 锅 炉

第一节 褐煤锅炉主要特点

一、褐煤

褐煤，是煤化程度最低的矿产煤，因外表呈褐色或暗褐色而得名。定义煤的干燥无灰基挥发分 $V_{daf}>37\%$，黏结指数 $G\leqslant5$，透光率 $P_m\leqslant50\%$为褐煤。根据褐煤炭化程度的不同，可大致将其分为年轻褐煤和老年褐煤，通常认为全水 $M_t>40\%$的为年轻褐煤，$M_t<40\%$的为老年褐煤。

褐煤具有如下的特性：

（1）褐煤的挥发分含量较高，因此通常具有良好的燃烧性能，着火和燃烧稳定性都较好，但褐煤长时间堆积易发生自燃。

（2）褐煤的水分较高，全水分可达 20%～50%，甚至更高；空气干燥基水分大于 10%，因此褐煤对锅炉的制粉系统选型有一定的限制。

（3）褐煤通常的灰变形温度在 1100℃左右，灰熔点温度低，具有较强的结焦和沾污性。

（4）褐煤灰磨损性较低。

世界褐煤的可采储量约占世界煤炭总量的 27%。褐煤开采量较高的国家主要有中国、德国、俄罗斯、美国、澳大利亚等。我国褐煤产地主要在内蒙古、东北和云南，山东与河南也产少量褐煤。内蒙古东部地区的霍林河、锡林浩特、伊敏、宝日希勒、札赉诺尔、大雁、白音华、元宝山和辽宁西部的平庄等矿区是我国褐煤的主要矿区，煤质主要特性见表 5-1。云南地区的昭通、凤鸣村和小龙潭褐煤水分较高，昭通煤的水分 M_t最高达 60%，一般水分 M_t为 32%～45%。灰分较少，A_{ar} 为 8.0%～15%，发热量 $Q_{net,\ ar}$ 为 6500～12400kJ/kg。凤鸣村煤含木质纤维，含量约 8%。其中，阳宗海煤的 M_t约为 36%，小龙潭、凤鸣村煤的 M_t约为 44%、昭通煤的 M_t约为 60%。

德国褐煤主要是年轻褐煤，分布在莱茵地区。其特点是水分高，一般 M_{ar}为 50%～60%，灰分较低，一般 A_{ar}为 5%～20%，发热量 $Q_{ar,\ net}$为 5400～10500kJ/kg，木质纤维含量高，一般为 5%～10%，最高达 30%。据资料介绍，褐煤中的木质纤维是一种变质石棉，实际是不易燃尽的，而且在磨煤机中也较难磨碎。

表 5-1 我国主要褐煤煤质特性

煤种名称	单位	宝日希勒褐煤	伊敏露天矿	元宝山露天矿	白音华褐煤	锡林浩特褐煤	扎赉诺尔褐煤	霍林河褐煤
全水	%	33.4	39.5	25.28	32.4	36	32.8	32.1
空气干燥基水分	%	13.04	11.1	—	14.2	16.25	6.51	13
收到基灰分	%	8.66	12.09	26.39	15	11.84	9.49	17.89
可燃基挥发分	%	44.65	44.97	43.84	49.28	44.82	44.25	49.37
低位热值	kcal/kg	3327	2815	3154	3224	3138	3762	3174
HGI		67	77.8	57.6	56	25	59	60
变形温度	℃	1150	1155	1125	1260	1184	1159	1110
软化温度	℃	1160	1210	1150	1300	1218	1164	1350
熔融温度	℃	1180	—	1190	1340	—	1194	1450

二、褐煤锅炉设计要点

基于褐煤挥发分高、水分高、发热量低、灰熔点低、磨损性低和易自燃等特点，褐煤锅炉的选型和设计均须具有一定的针对性。国内褐煤锅炉以煤粉炉为主，也有少数褐煤锅炉采用循环流化床锅炉燃烧。国外如印尼等地区，褐煤全水含量通常达到50%以上，同时该地区污染物排放要求低，选择循环流化床锅炉则具有较好的经济性。本章所介绍的褐煤锅炉主要是煤粉锅炉的燃烧方式。

褐煤锅炉选型与设计具有以下特点：

（1）选用合理的制粉系统。要保证高水分褐煤的足够干燥，达到合理的煤粉水分与细度，根据褐煤水分含量不同，褐煤锅炉可以选择与两种不同的直吹式制粉系统相匹配，即风扇磨直吹式制粉系统或中速磨直吹式制粉系统。GB 50660—2011《大中型火力发电厂设计规范》中规定：

1）大容量机组，在煤种适宜时，宜优先选用中速磨煤机。

2）燃用高水分、磨损性不强的褐煤时，宜选用风扇磨煤机；当制粉系统的干燥能力满足要求并经过论证合理时，也可采用中速磨煤机。

其条文说明中进一步解释：“煤种适宜系指冲刷指数 $Ke<5$ 的烟煤、高挥发分贫煤及水分较低（外在水分 $M_f \leqslant 15\%$）的硬质褐煤，采用中速磨煤机是比较适宜的。能否采用中速磨煤机磨制褐煤关键在于制粉系统是否能够满足褐煤的高水分对干燥的要求。宜通过试磨方法对中速磨煤机制备褐煤的适用性进行合理选择，磨煤机的干燥出力、煤粉细度及一次风率等参数应满足锅炉燃烧的要求。根据国外经验与近年国内探索，对某些水分较高（全水分 $M_t \approx 40\%$）的褐煤，在制粉系统的干燥能力满足要求的前提下，也有采用中速磨煤机的实例”。不同制粉系统相对应的锅炉有较大区别。

（2）褐煤锅炉应注意预防炉膛结渣。由于褐煤灰熔点低，容易结焦，锅炉设计须选择较低的炉膛温度，即较低的炉膛截面热负荷，容积热负荷和燃烧器区域的壁面热负荷。此外，合理的吹灰器布置是炉膛防止结渣和沾污的有效辅助措施。

（3）合理的燃烧方式。配中速磨煤机褐煤锅炉有切圆燃烧和墙式对冲燃烧两种方式，配风扇磨褐煤锅炉通常为切圆燃烧方式。通常切圆燃烧采用直流燃烧器，墙式对冲燃烧采用旋流燃烧器。

（4）空气预热器选择。当采用风扇磨直吹式制粉系统时，从炉膛上部抽取热炉烟对煤粉进行干燥，空气预热器采用二分仓回转式；当采用中速磨煤机制粉系统时，为了满足褐煤的干燥需要，应选择较高的热一次风温度，采用顺转式三分仓空气预热器，先加热一次风。

第二节 炉 膛 及 燃 烧 器

一、炉膛形式

由于褐煤发热量低、水分高、灰熔点低，相比于同等级的烟煤机组，烟气量大很多，炉膛温度也不宜过高，因此褐煤锅炉的炉膛外形尺寸通常大很多。常见的褐煤锅炉的布置方式有Π形布置和塔式布置。

1. Π形炉

Π形锅炉又叫双烟道（two pass）锅炉，烟气在炉膛中由下向上，经水平烟道转向后竖井。Π形锅炉是目前煤粉锅炉最常见的布置形式。依据煤质的不同，Π形褐煤锅炉可以采用中速磨直吹式制粉系统或风扇磨直吹式制粉系统。Π形布置可适应切圆及墙式对冲2种燃烧方式。Π形褐煤锅炉目前成功应用于300MW亚临界及以下、600MW亚临界、350MW超临界和600MW超临界等级的机组。

Π形锅炉炉膛高度低，四大管道设计简单，钢架较塔式炉少，安装难度低，总投资低。

2. 塔式炉

塔式锅炉也叫单烟道锅炉（one pass），下部为炉膛、上部为对流受热面竖井，炉膛内的烟气垂直向上流动，依次经过屏式过热器、末级过热器、末级再热器、中温过热器、低温再热器和省煤器后从炉顶引出。依据煤质的不同，塔式锅炉可以采用中速磨直吹式制粉系统或风扇磨直吹式制粉系统。

塔式布置的锅炉，在盛产褐煤的欧洲比较常见，尤其是德国，目前最大已经发展到800～1100MW超超临界等级。

塔式锅炉燃褐煤具有天然的优势，主要包括以下几个方面：

（1）对于高水分的褐煤，对磨煤机干燥出力要求高，风扇磨煤机制粉系统是必然的选择。采用塔式锅炉，风扇磨煤机可围绕炉膛四周做辐射式布置，锅炉房内空间更大，便于磨煤机的检修。同时，高温炉烟可以从炉膛上部均匀引出。

（2）塔式布置与切向燃烧相结合，不会产生Π形锅炉因烟气残余旋转而引起烟气流动和温度偏差问题。

（3）对于燃用具有强结渣性的褐煤，必须选取较低的炉膛热负荷，塔式炉可以选取相对较大的容积。

（4）塔式锅炉在对流受热面中，烟气流场均匀，

没有急转弯，局部磨损降低，烟气阻力减小。

（5）塔式锅炉烟气流动方向和灰颗粒的重力方向相反，灰的运动速度低于烟速，对流受热面磨损速率低；同时由于灰颗粒的停留时间长，有利于燃尽，在相同的煤粉细度情况下，塔式锅炉的燃尽率要高于其他炉型。由于褐煤的高水分等特点，褐煤的煤粉细度无法降低，燃尽率相对较低，选用塔式锅炉可以进一步提高褐煤的燃尽率。

（6）塔式锅炉对流受热面均采用水平布置，具有很强的自疏水能力，有利于锅炉的快速启停。

塔式锅炉的主要缺点是钢架高，钢材耗量偏大，安装施工不便，造价高；主蒸汽、再热蒸汽管道接口标高提高，管道钢材用量大，应力计算难度增加。

二、炉膛特征参数的选择

根据锅炉输入热功率及炉膛尺寸计算确定的一组特征参数，简称炉膛特征参数。在同容量机组条件下，它们的数值常随燃料特性、燃烧方式的不同而呈现较有逻辑规律的变化。某些炉膛特征参数值也随锅炉容量而有所改变。故对于新扩建锅炉的设计，在机组容量及燃烧方式选定的前提下，可以根据设计燃料的特性，从已知的典型特征参数组群中选用适宜值，从而确定出合理的炉膛轮廓尺寸。

对于切向和墙式燃烧方式的炉膛，选型准则一般可取以下主要特征参数：炉膛容积放热强度；炉膛断面放热强度；燃烧器区域壁面放热强度；燃尽区容积放热强度。

炉膛轮廓尺寸和炉膛特征参数的定义见本手册第四章第三节。

褐煤锅炉炉膛特征参数与机组容量、煤质特性、燃烧方式等多种因素相关。燃用高水分褐煤（M_{ar}>30%），采用多角切向燃烧方式的 300MW 及以上锅炉。300MW 级和 600MW 级切向燃烧锅炉的炉膛特征参数可参考表 5-2。300MW 级、600MW 级和 1000MW 墙式对冲燃烧锅炉的炉膛特征参数可参考第三章表 3-12。

表 5-2　燃用高水分褐煤的多角切向燃烧炉膛特征参数限制推荐范围

机组额定电功率	300MW	600MW
q_v（BMCR）上限值（kW/m³）	80～90	68～80
q_F（BMCR）可用值（MW/m³）	3.7～4.7	4.0～5.0
q_B（BMCR）上限值（MW/m³）	1.0～1.6	
h_1（BMCR）下限值（m）	20～24	22～26

对于严重结渣性煤，q_v、q_F、q_B 和 q_m 都宜选其相应的较小值或最小值，而 h_1 则宜选其较大值或最大值。

三、燃烧方式

配中速磨煤机褐煤锅炉有切圆燃烧和墙式对冲燃烧两种方式。配风扇磨煤机褐煤锅炉通常为切圆燃烧方式。目前运行的褐煤锅炉大都采用切圆燃烧方式，褐煤具有煤粉水分高、火焰温度低、一次风率大的特点，实践证明切圆燃烧方式是褐煤锅炉的理想的燃烧方式。采用切圆燃烧方式具有良好的炉内空气动力特性和后期燃尽能力、运行调整更灵活以及良好的稳燃能力和低 NO_x 特性。

四、燃烧器

1. 燃烧器的设计特点

褐煤燃烧器设计的关键问题是燃烧的稳定性、结渣性、经济性，同时考虑降低 NO_x 排放量。我国褐煤大多数属于老年褐煤：灰分大，挥发分高。灰分大，而且灰熔点比较低，是不利条件。高温时灰分熔化，黏性灰渣易于沉积在水冷壁上，造成炉膛内结渣。而挥发分高则是有利条件，有利于煤粉着火和稳定燃烧。两者结合在一起考虑，最适于采用低温燃烧技术。低温燃烧技术是在炉内保持一个较低的、稳定的温度水平，火焰中心温度平均在 1100～1200℃范围内，避免产生局部高温，引起结渣。在燃烧器设计上应该将一次风喷口拉开，大容量燃烧器应采用分组布置，使煤粉不要过于集中喷入炉膛，以分散火焰中心。

2. 燃烧器类型

（1）切向燃烧直流燃烧器。对于配切向燃烧直吹式制粉系统锅炉的直流燃烧器，采用直流一次风喷口，燃烧器的结构为：十字中心管型、钝体中心风型（夹心风）、水平浓淡燃烧器。送入的钝体中心风和十字中心风（二次风），作为中心辅助一次风，将大尺寸的一次风喷口分隔成上下两部分或四部分。其作用是防止煤粉离析散射，补充射流中空气份额，减少碳的未完全燃烧热损失。当燃烧器备用时可冷却风口。

钝体中心风和十字中心风相当于夹心风，对于高挥发分褐煤的燃烧起到良好的作用。

（2）墙式燃烧的旋流燃烧器。当燃用褐煤水分 M_t<35%时，采用中速磨煤机，热风干燥直吹式制粉系统，要求的干燥剂量尚能满足燃烧器要求的一次风率，一、二次风速可以在合理的范围内，可采用旋流燃烧器。当燃用褐煤水分 M_t≥35%时，制粉系统要求的干燥剂量将超过燃烧器要求的一次风率，甚至达到 40%～45%，对设计旋流燃烧器会有

很大难度。因此，当燃用褐煤水分 M_t≥35%时，不宜采用配中速磨煤机热风干燥直吹式制粉系统的旋流燃烧器。

五、配风扇磨煤机褐煤锅炉特点

1. 高温炉烟抽取位置

对于风扇磨煤机制粉系统锅炉方案，高温炉烟作为制粉系统干燥出力的主要干燥热源，其抽取位置非常重要。高温炉烟选取的温度高，可以降低高温炉烟的质量流量，减少抽走的高温炉烟对锅炉对流受热面的影响。高温炉烟抽取位置的确定主要是防止抽烟口结焦。应考虑抽取高温炉烟的温度低于灰熔点，并留有相应的余量。

燃用高水分褐煤采用风扇磨煤机制粉系统干燥的机组，需要抽取较高温度的高温炉烟对煤粉进行干燥。常见的抽高温炉烟位置一般在屏底。

2. 受热面布置

由于褐煤的热值比较低，燃煤量比较高，因此在设计过程中需要控制低温受热面中的烟气流速以防止烟气磨损。

3. 二次风温度

根据欧洲和国内燃用高水分、低热值褐煤的经验，采用低温燃烧对防止炉膛和受热面的结渣和防爆均有利，采用风扇磨煤机制粉系统时，进入炉膛的二次风温度较低，热炉烟中所含空气量使炉膛内过量空气量增加，降低了炉膛内的烟气温度。比如伊敏电厂、九台电厂等热风温度只需 300℃左右。

六、防结渣措施

褐煤普遍具有灰分熔点低、结渣性强的特点，容易在炉膛水冷壁和燃烧器喷口处产生结渣，造成水冷壁换热恶化爆管和燃烧器喷口烧毁等问题，给锅炉的安全稳定运行带来严重危害。防止炉内结渣的措施通常如下。

（1）选取合适的炉膛热力参数燃烧器分组。

（2）拉开布置一次风煤粉燃烧器。

（3）采用低 NO_x 燃烧器形成风包粉形式。

（4）选取适宜的炉内假想切圆直径。

（5）选取合理的炉膛出口烟气温度，防止对流受热面迅速结渣和积灰。

（6）配置位置合理、质量优良、数量足够的吹灰器。

第三节 高 温 炉 烟 管 道

一、高温炉烟管道功能及分类

对于风扇磨煤机直吹式制粉系统，干燥剂一般采用两介质（高温炉烟＋热风）或三介质（高温炉烟＋热风＋冷炉烟）方式。其中，高温炉烟为从炉膛上部对流受热面前抽取的烟气。高温炉烟通过高温炉烟管道从炉膛进入风扇磨煤机。由于高温炉烟温度高，通常在 1050℃以上，因此对高温炉烟管道的材料和保温设计都有特殊要求。

目前高温烟道结构形式有五种：

（1）耐火材料内保温形式，即高温炉烟管道采用普通碳钢，内衬耐火保温材料。

（2）外保温形式，即高温炉烟管道采用耐热合金钢，管外部包有耐火材料，保温材料外部再采用镀锌铁皮作外保护层。

（3）内外保温结合形式，高温段采用普通碳钢管加内保温，低温干燥段采用合金钢管加外保温。

（4）内衬碳化硅陶瓷的高温炉烟管道。

（5）膜式内冷高温炉烟管道。

下文对各种类型的高温炉烟管道进行详细的介绍。

二、高温炉烟管道技术特点

（一）耐火材料内保温形式的高温炉烟管道

1. 内保温形式的高温炉烟管道的结构形式

内保温形式为高温炉烟管道采用普通碳钢管，内衬耐热保温材料。结构示意图如图 5-1 所示。

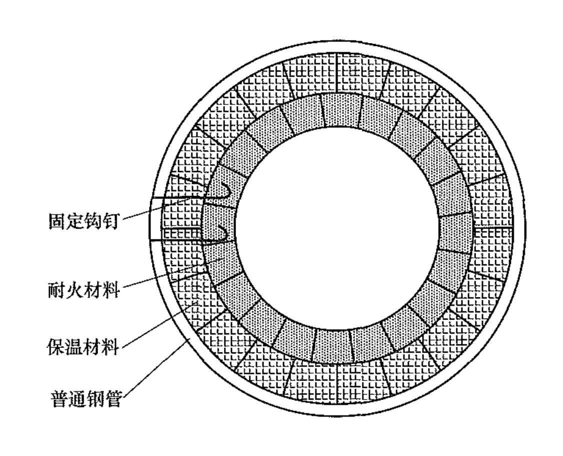


图 5-1 内保温结构示意图

高温炉烟管道采用内保温形式是最常见的设计方式。如富拉尔基发电厂（200MW）、引进的元宝山发电厂（300MW 和 600MW），都是采用内保温形式。

2. 内保温形式高温炉烟管道的主要特点

（1）初投资成本低，可节省大量昂贵的耐高温合金钢。

（2）温度变化的影响小。内壁耐火、耐磨材料直接与烟气接触，相比于金属对温度的变化影响

较小。

（3）施工工艺要求高。内保温施工工艺较为复杂，安装要求很高。

（4）管道重量较大。内保温采用的是容重较大的耐火材料，整体管系较重。由于管系较重，配套的支吊架及弹簧等附件选型较大，提高了投资。

（5）在低温段保温脱落严重。由于低温段受到原煤的冲刷，这部分保温脱落得非常严重，同时保温脱落后，其碳钢管壁直接与高温烟气接触，造成管道由于承受不了高温而被烧坏，严重漏风，致使磨煤机干燥出力不足。另外，保温和固定钩钉会落入磨煤机，也造成磨煤机叶轮和打击板受损，从而导致停炉、停机。

（二）外保温形式的高温炉烟管道

1. 外保温形式的高温炉烟管道的结构形式

外保温形式为高温炉烟管道采用耐热合金钢材料钢管，外部包有保温材料，保温材料外部用镀锌铁皮作外护层。结构示意如图 5-2 所示。

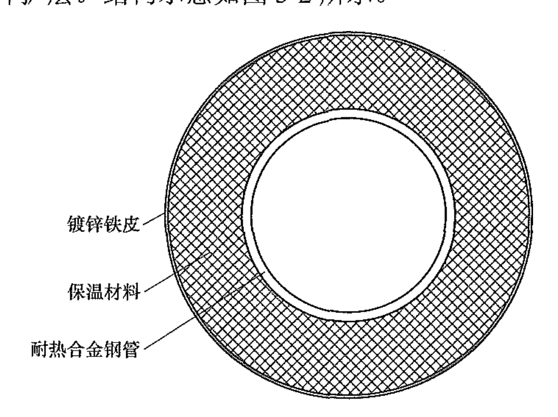


图 5-2　外保温结构示意图

外保温形式是国内为了克服了内保温形式的一些缺点而采用的一种保温方式。如大庆油田自备电厂、双辽发电厂等都采用的是外保温形式。

2. 外保温形式高温炉烟管道的主要特点

（1）安装方便，施工难度小。

（2）解决保温脱落。由于外保温管道采用的是耐热合金管，不会存在内保温材料脱落的情况。

（3）受温度的影响较大。在磨煤机频繁启停时，温度的剧烈变化经常使管道出现管壁龟裂现象。时间长就会发生管道出现较长裂纹，支吊架管部开焊，严重时管道出现局部断裂，管道下沉。

（4）造价相对内保温形式高。外保温管道是采用高耐热合金材料，这种材料目前的市场价格高，投资成本大。

（三）内外结合保温形式的高温炉烟管道

1. 内外结合保温形式的高温炉烟管道的结构形式

内外结合保温形式是综合了内保温和外保温的优点而设计的一种保温形式。即高温段采用普通碳钢管加内保温，与原煤混合的干燥段采用耐热钢加外保温，如图 5-3 所示。

如富拉尔基 200MW 机组（改造）、大庆油田自备电厂 200MW 机组工程（改造）和伊敏二期工程等都采用的是内外结合的保温形式。

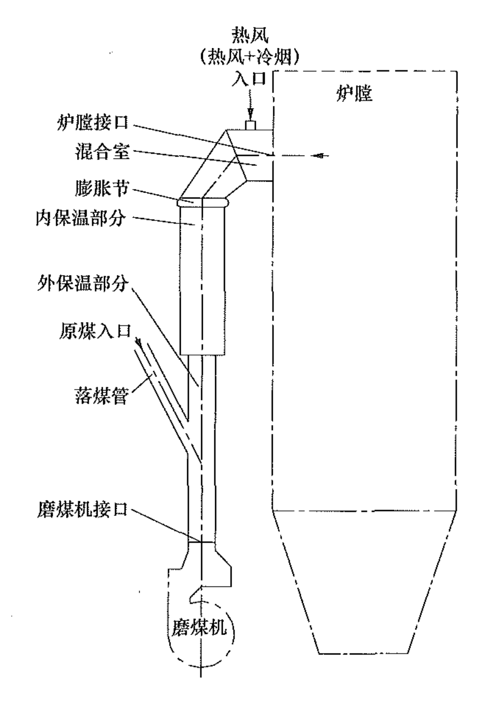


图 5-3　内外结合保温结构位置示意图

2. 内外结合保温形式高温炉烟管道的主要特点

（1）造价相对较低。由于高温段采用的是内保温形式，大部分用的是耐火材料和普通碳钢，造价较低。

（2）受温度变化的影响较少。由于在高温段采用的是内保温形式，在低温段采用的是外保温形式，温度急剧变化对管道影响较小。

（3）内保温部分管道重量较大。内保温采用的是密度较大的耐火材料，整体管系较重。其支吊架设计比较笨重。

（4）内外结合保温形式的高温炉烟管较外保温管有了很大的提高，但仍不能保证高温炉烟管的长周期运行，保温层的脱落问题、膨胀节的寿命问题、管道开裂问题、漏风问题等仍未得到根本解决。由于低温段仍采用耐高温的金属材料，造价仍然偏贵。

（四）内衬碳化硅陶瓷形式的高温炉烟管道

1. 内衬碳化硅陶瓷的高温炉烟管道结构形式

内衬碳化硅复合管道也是内保温高温炉烟管道的一种，主要特征是在碳钢管内，衬入整体烧结的碳化硅陶，在碳化硅外包裹砌筑保温材料。主要由碳化硅陶瓷、保温材料、支撑结构及外护钢管复合而成，如

图 5-4 所示。

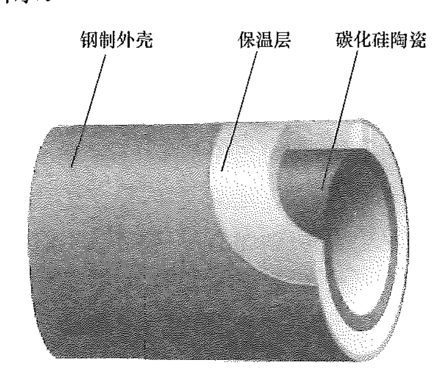


图 5-4 耐磨内保温碳化硅陶瓷/钢复合管道

2. 碳化硅复合管道结构特点

（1）内保温型碳化硅复合管道是在 20 号碳素钢管内，衬入整体烧结的碳化硅陶瓷不需要抓钉固定。

（2）内保温型碳化硅复合管道，在衬入整体烧结的碳化硅陶瓷外，按照保温需要，包裹砌筑保温材料，保温材料包括岩棉、玻璃棉、硅酸铝纤维棉、高强度黏土轻质砖、高铝泡沫砖等。

（3）内保温型碳化硅复合管道，设有耐热钢支撑结构，起到固定陶瓷，与外护钢管保持同心的作用。

（4）内保温型碳化硅复合管道，一般每段供货长度为 2～3m，陶瓷轴向间预留膨胀缝隙。

（5）内保温型碳化硅复合管道，管段间设有自密封结构，连接方式可以是焊接，也可是法兰连接。

（五）膜式内冷高温炉烟管道的结构形式和特点

1. 膜式内冷高温炉烟管道的结构形式

膜式内冷高温炉烟管道系统采用由管子与扁钢焊接而成的膜式壁围成圆形筒体，组成如锅炉炉膛膜式内冷壁的密封膜式内冷套管，替代传统高温炉烟管道中的不锈钢钢板。膜式壁管内通膜式内冷却水，两端则与环形集箱连接，构成膜式内冷高温炉烟管道本体。膜式内冷高温炉烟管道在管道本体内侧敷设一定厚度的新型高性能纳米复合材料，管道本体外采用岩棉保温，外包镀锌铁皮。膜式内冷烟道结构示意图如图 5-5 所示。

2. 膜式内冷高温炉烟管道的特点

（1）安全可靠。在膜式内冷高温炉烟管道系统中，管道本体通膜式内冷却水使得管道内部耐磨与隔热材料的工作温度大幅降低，从而使得管道内耐磨与隔热材料的工作寿命显著增加，大大提高了高温炉烟管道设备的工作可靠性。即便管道内耐磨隔热材料局部脱落，通膜式内冷却的膜式壁仍然能够安全工作，不但不会发生烧穿事故，而且烟气热量被冷却水吸收后返回低压加热器从而得以有效利用。高温炉烟管道设备寿命增加及可靠性的提高，使得锅炉事故停炉损失及管道维修成本大幅降低。

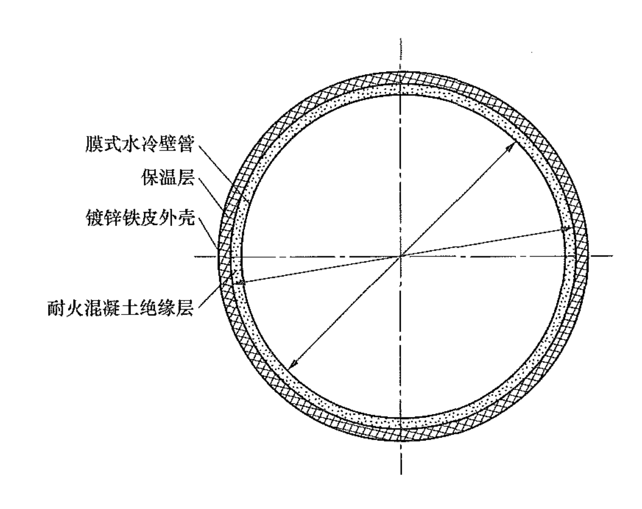


图 5-5 膜式壁膜式内冷套管结构示意

（2）节能降耗。常规 600MW 机组的膜式内冷高温炉烟管道的冷却水流量约为 150t/h，温升约为 20℃，采用汽轮机凝结水作为冷却水时可替代部分低压加热器的功能，经计算可增加发电功率 2000kW 以上，年节约 3000t 标准煤。相对于以往的高温炉烟管道，膜式内冷高温炉烟管道本体良好的通水冷却使得管道外表面温度更低，散热损失更小。经计算，一台 600MW 机组每年减少的散热损失相当于 800t 标准煤的热量，节能效果显著。

（3）使用寿命长。膜式内冷高温炉烟管道使用寿命长，即使内绝热层局部脱落也不影响锅炉运行，所以有安全可靠、结构重量轻、成本低、维修工作量小等特点。

（4）减少漏风。根据以往的实际运行情况，多数电厂存在高温炉烟管道漏风大，使得磨煤机出口温度低且一次风率过大，进而致使炉内燃烧工况恶化，燃料燃烧效率降低的问题。膜式内冷高温炉烟管道由膜式水冷壁组成的管道本体壁温低，不会烧穿或开裂，因而与传统的高温炉烟管道相比管道漏风明显减少。漏风减少使炉内热烟抽取量减少，有利于锅炉在最佳工况下运行；也使磨煤机出口的风粉混合物温度、煤粉细度及一次风率控制在设计允许范围以内，从而保证炉内燃烧的稳定与高效。因而，膜式内冷高温炉烟管道因漏风减少而产生的节能效益也非常明显。

（5）工厂化生产。高温炉烟管道现场施工工作量大、管理繁杂，是造成管道内耐磨耐火与隔热材料施工质量不佳的主要原因。为此，对膜式内冷高温炉烟管道进行合理分段，每段的管道本体及管道内部耐磨隔热材料施工全部放在工厂内完成，制造

并验收合格的各段运输至现场，组装成完整的膜式内冷高温炉烟管道。由此，明显提高了膜式内冷高温炉烟管道的生产效率，并使施工质量和施工周期得以保证。

第四节　典型褐煤锅炉案例

一、案例一：国内某电厂配风扇磨塔式锅炉

某 2×660MW 燃煤电厂为国内超临界配风扇磨塔式褐煤锅炉。电厂设计煤种和校核煤种为扎赉诺尔褐煤。煤质特性见表 5-3。

表 5-3　　煤　质　特　性

名　称	符号	单位	数值
收到基碳	C_{ar}	%	43.21
收到基氢	H_{ar}	%	2.62
收到基氧	O_{ar}	%	11.14
收到基氮	N_{ar}	%	0.57
收到基硫	S_{ar}	%	0.17
收到基灰分	A_{ar}	%	9.49
收到基全水分	M_{ar}	%	32.8
空气干燥基水分	M_{ad}	%	6.51
可燃基挥发分	V_{daf}	%	44.25
低位发热量	$Q_{net.ar}$	kcal/kg	3762
哈氏可磨系数	HGI		59

该锅炉为一次中间再热、超临界压力、变压运行、带内置式再循环泵启动系统、单炉膛、平衡通风、固态排渣、全钢架、全悬吊结构、紧身封闭布置的锅炉。炉膛内的烟气垂直向上流动，依次流经一级过热器、三级过热器、二级再热器、二级过热器、一级再热器、省煤器，在上述受热面中高温烟气主要以对流传热的方式将热量传递给各级受热面，在各受热面中，除三级过热器、二级再热器、省煤器换热方式为顺流，其他过热器、再热器都是逆流。中、下部水冷壁采用螺旋管圈，上部水冷壁采用上升垂直管屏，二者之间用过渡集箱连接。

制粉系统采用风扇磨煤机正压直吹系统，整台锅炉配 8 台风扇磨煤机，在 6 台磨煤机运行时能带满负荷（BMCR 工况）。每台磨煤机配 1 只燃烧器，每只燃烧器布置 5 层喷口，8 台风扇磨煤机引出的风粉混合物经煤粉分配器分别由 8 根塔式煤粉管道引至各层煤粉燃烧器。燃烧器布置在炉膛水冷壁的四面墙上，呈八角切圆布置，每面墙布置 2 只燃烧器，在炉膛中心形成逆时针旋向的两个直径不同的假想切圆。

制粉系统采用高温炉烟、热风、冷烟三介质干燥。在上炉膛分隔屏过热器区域布置 8 个高温炉烟抽烟口，其中水冷壁左、右侧墙各 2 个，水冷壁前、后墙各 2 个，通过该位置的 8 个抽烟口抽取高温炉烟用于煤粉干燥，同时用空气预热器出口部分热风和除尘器出口处引来的烟气调节磨煤机进口混合后干燥介质温度。

燃烧器采用夹心风燃烧器加 SOFA 低氮燃烧技术。

国内某电厂塔式锅炉如图 5-6 所示，国内某电厂锅炉参数见表 5-4。

表 5-4　　国内某电厂锅炉参数

名　称	单位	参　数
机组容量	—	660MW
炉型	—	塔式单切园
炉膛水冷壁形式	—	螺旋＋垂直
磨煤机形式	—	风扇磨煤机、抽热炉烟
蒸汽参数		最大负荷
主蒸汽流量	t/h	2100
主蒸汽压力（表压）	MPa	25.40
主蒸汽/再热蒸汽温度	℃	571/569
炉膛截面（宽×深）	m×m	21.2×21.2
炉膛截面热负荷	MW/m^2	3.893
炉膛容积热负荷	kW/m^3	57.29
燃烧器区域壁面热负荷	MW/m^2	1.117
一次风间距	m	15.5
燃尽高度	m	34.0

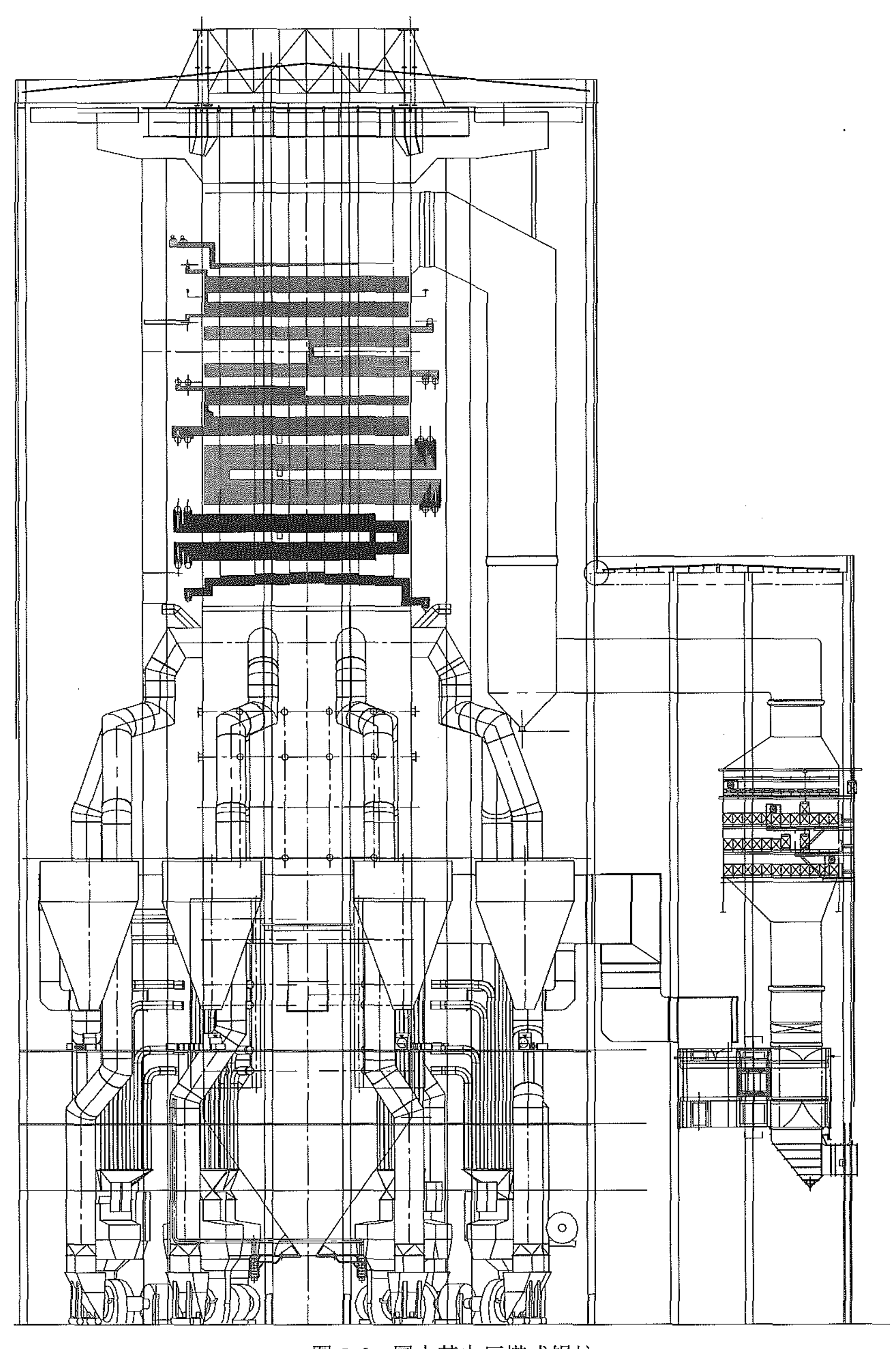


图 5-6 国内某电厂塔式锅炉

二、案例二：国外某电厂褐煤锅炉

该机组容量为 1100MW 锅炉。该锅炉为塔式布置、单切圆燃烧、正方形炉膛、主蒸汽压力为 27.2MPa，主蒸汽温度为 600℃，再热蒸汽温度为 605℃。采用风扇磨煤机正压直吹式制粉系统，配 8 台风扇磨煤机。国外某电厂褐煤锅炉主要特性参数见表 5-5，国外某电厂褐煤锅炉如图 5-7 所示。

表 5-5 国外某电厂褐煤锅炉主要特性参数

名 称	单位	参数
机组容量	—	2×1100MW
炉型	—	塔式单切圆
炉膛水冷壁形式	—	螺旋＋垂直
磨煤机形式	—	风扇磨、抽热炉烟

续表

名 称	单位	参数
蒸汽参数		额定负荷
主蒸汽流量	t/h	2871
主蒸汽压力	MPa	27.20
主蒸汽/再热蒸汽温度	℃	600/605
炉膛截面（宽×深）	（m×m）	26.0×26.0
炉膛截面热负荷	MW/m²	3.87
炉膛出口烟温	℃	1010

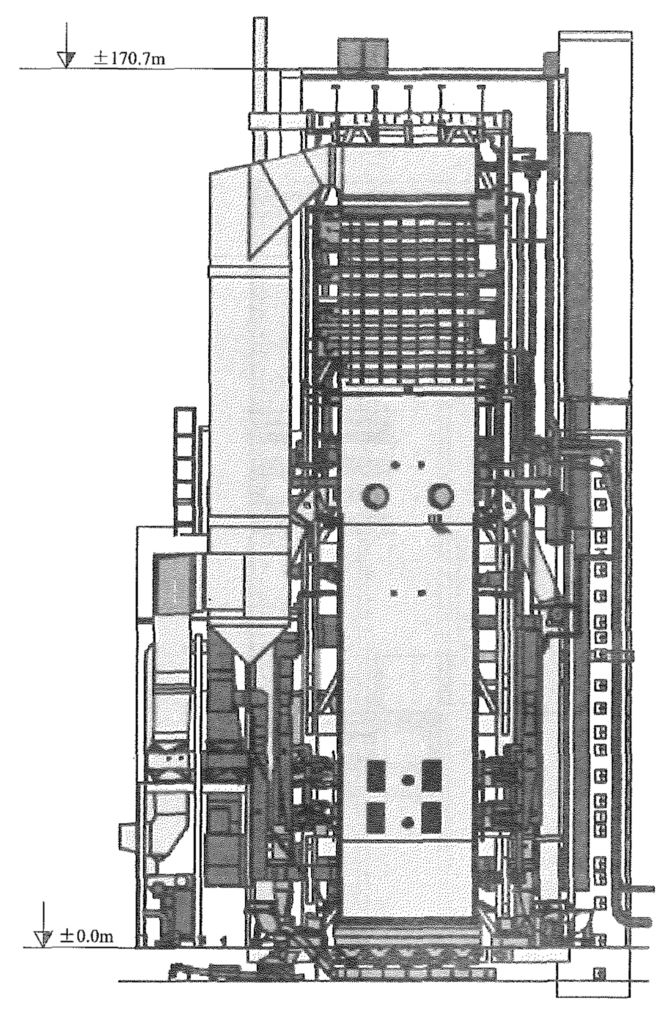


图 5-7 国外某电厂褐煤锅炉

第五节 主要技术规范

锅炉招标文件应提出以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

下文的锅炉性能保证值空白处由锅炉制造厂填写。

1. 锅炉最大连续蒸发量

在下述条件下，锅炉最大连续蒸发量（BMCR）为_____t/h。

（1）燃用给定的煤种（设计和校核煤种）。

（2）额定给水温度。

（3）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

（4）蒸汽品质合格。

（5）煤粉细度为 R_{90}=_____%，R_{1000}=_____%。

2. 锅炉保证效率

锅炉保证效率在下述工况条件下，锅炉保证热效率不低于_____%（按低位发热量）。

（1）燃用设计煤种。

（2）锅炉带额定负荷（BRL），汽水参数、品质合格。

（3）空气预热器进风温度按环境温度_____℃。

（4）大气相对湿度_____%。

（5）锅炉热效率计算按 GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》或 ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes）》进行计算及有关项目的修正。

（6）煤粉细度为 R_{90}=_____%，R_{1000}=____%。

（7）锅炉省煤器出口 NO_x 的排放浓度不超过____mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

3. 空气预热器漏风率

在下述条件下，空气预热器的漏风率（每台）在投产第一年内不高于 ___%，运行 1 年后不高于___%。

（1）燃用设计煤种。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）空气预热器漏风率按本手册第三章式（3-13）计算，一次风漏风率按本手册第三章式（3-14）计算。

4. 不投油（气）最低稳燃负荷

在下述工况条件下，不投油最低稳燃负荷不大于___% BMCR。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）煤粉细度为 R_{90}=___%，R_{1000}=___%。

（3）规定的磨煤机运行台数。

（4）最低稳燃负荷至少经过 4h 的验收试验。

5. 烟风侧压降

燃烧器一次风侧总压降（包括混合室、煤粉分配器、送粉管道、燃烧器压降）为____kPa，燃烧器的二次风侧压降为____kPa，烟气压降（从炉膛出口到脱硝装置进口）为____kPa，空气预热器烟气侧的压降为_____kPa。

在下述工况条件下，烟、风压降实测值与设计值的偏差不大于___%。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）额定炉膛负压与额定过量空气系数。

6. NO_x 排放浓度

在下述工况下，锅炉省煤器出口 NO_x 的排放浓度不超过___mg/m^3（标准状态，O_2=6%）。

（1）燃用给定的设计煤种。

（2）锅炉带额定负荷 BRL。

（3）煤粉细度为 R_{90}=____%，R_{1000}=___%。

（4）炉膛出口过量空气系数为设计值。

（5）锅炉效率___%。

7. 汽、水侧压降

在下述工况条件下，过热器、省煤器的实际汽、水侧压降数值不超过___MPa，再热器压降不超过___MPa。

（1）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（2）锅炉给水品质合格。

二、技术规范要点

下文技术规范要点中的空白处由锅炉制造厂填写。

（1）锅炉为_______参数变压直流炉，单炉膛、一次再热、平衡通风、紧身封闭布置、全钢构架、全悬吊结_____锅炉

（2）锅炉变压运行，采用定–滑–定的方式，压力-负荷曲线，应与汽轮机相匹配。

（3）在全部高压加热器停运时，锅炉的蒸汽参数能保持在额定值，各受热面不超温，蒸发量满足汽轮机在此条件下达到额定出力。

（4）锅炉带基本负荷，也可变负荷调峰。

（5）锅炉负荷适应性强，机组具有 RB 功能，能承受 50%额定负荷突然变化并保持稳定运行，同时机组在 100%负荷的突然变化情况下，应能保证锅炉安全。

（6）在不考虑装设脱硝装置条件下，锅炉设计在各种燃烧工况或负荷下均应满足 NO_x 排放不超过_____mg/m^3（标准状态，O_2=6%）。

（7）过热器和再热器温度控制范围，过热汽温在 40%～100%BMCR、再热汽温在 50%～100%BMCR 负荷范围时，保持稳定在额定值，过热汽温偏差不超过±5℃，再热汽温偏差不超过±10℃，且过热器、再热器管壁不超温。

（8）在全部高压加热停运时，锅炉的蒸汽参数能保持在额定值，各受热面不超温，蒸发量满足汽轮机在此条件下达到额定出力。

（9）锅炉因燃烧室空气动力场分布不均或其他原因产生的烟温偏差，在炉膛出口水平烟道两侧对称点温差不超过 50℃。

（10）锅炉的寿命要求：主要受压部件设计寿命不小于 30 年，空气预热器受热元件的使用寿命应大于 50000h。喷水减温器的喷嘴使用寿命应大于 80000h。

第六章

循环流化床锅炉

循环流化床（CFB）锅炉技术是近年来在国内外发展起来的新一代燃烧技术。与其他清洁煤发电技术相比，循环流化床锅炉对于我国燃煤资源的适应性较好，投资与运行成本相对较低，具有能够稳定燃烧各种劣质煤、环保特性好、负荷调节范围广等技术优点，对于含硫量特别高的燃料，如石油焦（收到基硫分 S_{ar}≥5%）等特殊的高硫燃料，循环流化床锅炉脱硫效率可达 97.5%，是一种高效、低污染清洁燃烧技术。

第一节　循环流化床锅炉工作原理

循环流化床（CFB）是将大量固体颗粒置于容器内并悬浮于运动的气体之中，在风速大于颗粒的自由沉降速度下进行流化，被气流夹带的固体颗粒经过分离后，又返回至容器，提供此类反应的容器称为“床”，此反应过程构成循环流化床。循环流化床锅炉工作主要特点在于燃料及脱硫剂经过多次循环燃烧和脱硫反应。

一、循环流化床锅炉工作原理

循环流化床锅炉正常工作时，燃料和脱硫剂被送入炉膛，之后迅速被炉膛内存在的大量惰性高温物料包围，着火燃烧并发生脱硫反应，在上升烟气流的作用下向炉膛上部运动，对水冷壁和炉内布置的其他受热面放热。粗大粒子在被上升气流带入悬浮区后，在重力及其他外力作用下不断减速偏离主气流，最终形成附壁下降粒子流。被夹带出炉膛的粒子气固混合物进入高温分离器，大量固体物料包括煤粒和脱硫剂被分离出来送回炉膛，进行循环燃烧和脱硫反应。未被分离的极细粒子随烟气进入尾部烟道，进一步对空气预热器等受热面放热，冷却后的烟气经除尘器后由引风机送进烟囱排入大气。循环流化床锅炉工作原理如图 6-1 所示。

循环流化床锅炉的优势在于：炉内大量物料呈气固流态化，进入炉膛的燃料被高温物料包围并充分燃烧，其燃料适应性广且燃烧效率高，特别适合于低热值劣质煤；属低温燃烧，其 NO_x 排放远低于煤粉炉，最低排放值仅为 120ppm 左右；可实现燃烧中直接脱硫，其脱硫和低 NO_x 排放的初投资及运行费用低于煤粉炉＋烟气净化系统；排出的灰渣活性好，易于实现综合利用；负荷调节范围大，负荷可降到满负荷的 30%左右。

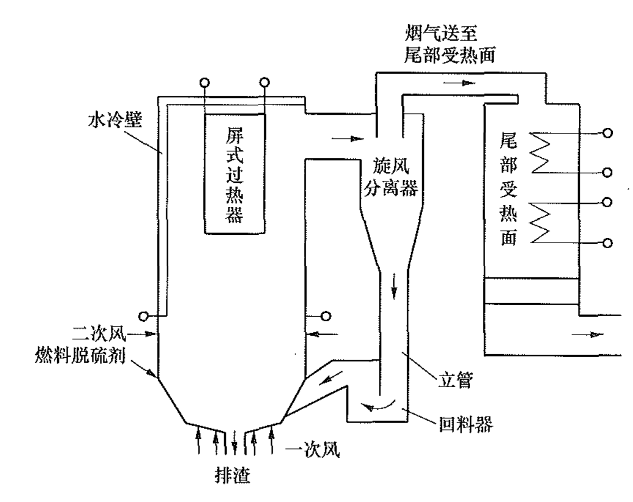


图 6-1　循环流化床锅炉工作原理图

二、循环流化床流态化特征

流态化现象最早应用在化工领域。当气体以一定速度流过固体颗粒层时，气体与固体颗粒之间受到相互作用力达到平衡的状态称为气固流态化。在气体流动速度即流化速度增加过程中，垂直上升气固流动将呈现从固定床过渡到循环流化床的不同状态。循环流态化具有下列基本特征：颗粒特性、粒径分布、流态化参数等。

1. 颗粒特性

在循环流化床锅炉实际应用中，涉及气固流动的固体颗粒有原煤、石灰石粉、床层物料、循环灰等。无论何种固体颗粒，均不可能破碎到同一粒径，只能将粒径值控制在一定范围内。固体颗粒粒径用 d_p 表示；

将不考虑颗粒空隙的实有密度称为真密度，用 ρ_s 表示；将考虑空隙后的颗粒密度称为表观密度，用 ρ_p 表示；将颗粒之间以自然堆积方式形成的密度称为堆积密度，用 ρ_d 表示。显然，$\rho_s > \rho_p > \rho_d$。循环流化床锅炉固体颗粒粒径范围及使用密度参考值见表 6-1。

表 6-1　　循环流化床锅炉固体颗粒粒径范围及使用密度参考值

颗粒名称	粒径范围 d_p（μm）	真密度 ρ_s（kg/m³）	堆积密度 ρ_d（kg/m³）	颗粒名称	粒径范围 d_p（μm）	真密度 ρ_s（kg/m³）	堆积密度 ρ_d（kg/m³）
原煤	100～10000	1300～1700	700～800	细河沙	≤1000	2594	1350
石灰石粉	1～1000	2100～2800	1100～1600	循环灰	100～300	2478	960～1200
底渣	—	1800～2200	1100～1375	飞灰	1～100	2200～2600	470～860

2. 粒径分布

颗粒粒径分布对流态化工况有较大影响。理论而言，粒径一致的球形颗粒流化状态最好。在实际工业应用中，由于采用宽筛筛分颗粒，导致进入流化床的固体颗粒粒径不均匀。循环流化床锅炉通常对入炉煤、石灰石和床料的粒径分布有一定要求。图 6-2～图 6-4 为某制造厂推荐的不同煤质粒径分布曲线。图 6-5 为某制造厂推荐的石灰石粉粒径分布曲线。

典型的床料颗粒尺寸分布为：最大直径为 1mm（99%的颗粒直径小于 1mm），d_{50}=0.2mm（50%的颗粒直径小于 200μm）。图 6-6 为某制造厂推荐的床料粒径分布曲线。

3. 流态化参数

气固流化床的形成应满足以下条件：①炉膛底部流化风可以均匀进入布风装置；②炉膛内具有一定厚度的固体颗粒（即为床料），且粒径符合要求并分布均匀；③流化风速应维持在特定范围内。

流态化过程表现为：首先在炉膛内堆放一定厚度的床料，并使料层表面基本平整。通过布风装置向床内送入流化风，由于风速低于起始流化风速 u_{bf}，气体从固体颗粒的间隙流过床层，床料仍静止于布风板上，此时表现为固定床特征；随着流化风速增大并大于起始流化风速，床层开始流化并膨胀，流化床内有气泡产生，一些粒径较小的床料颗粒被吹起，此时表现为鼓泡床特征；随着流化风速继续增加并大于某一临界流化风速 u_{mf} 时，床层压降不再增大，床料被气流不断夹带走，此时表现为快速流化床特征，为了维持稳定运行，在快速床的出口设置分离器收集并回送物料至床层，即构成循环流化床；如果继续提高流化风速至完全流化速度 u_{tf}，床层将过渡到气力输送状态。气固流化床的流态化特征及其参数变化示意图如图 6-7 所示。

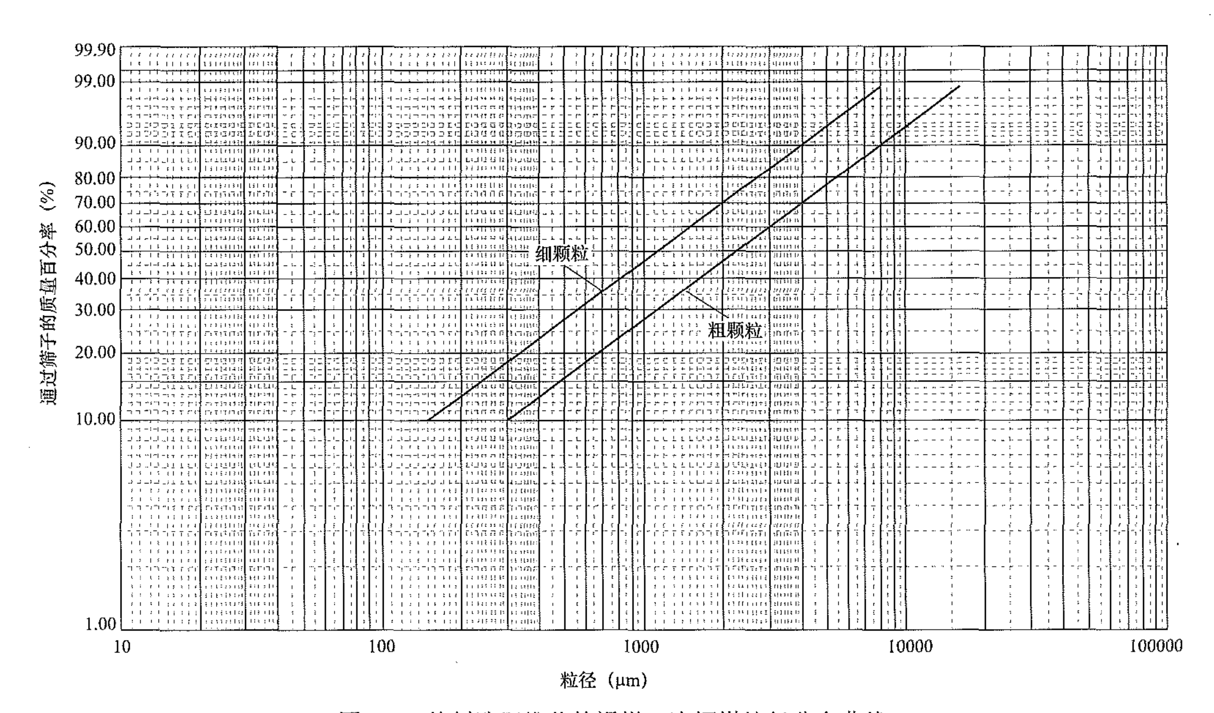


图 6-2　某制造厂推荐的褐煤、次烟煤粒径分布曲线

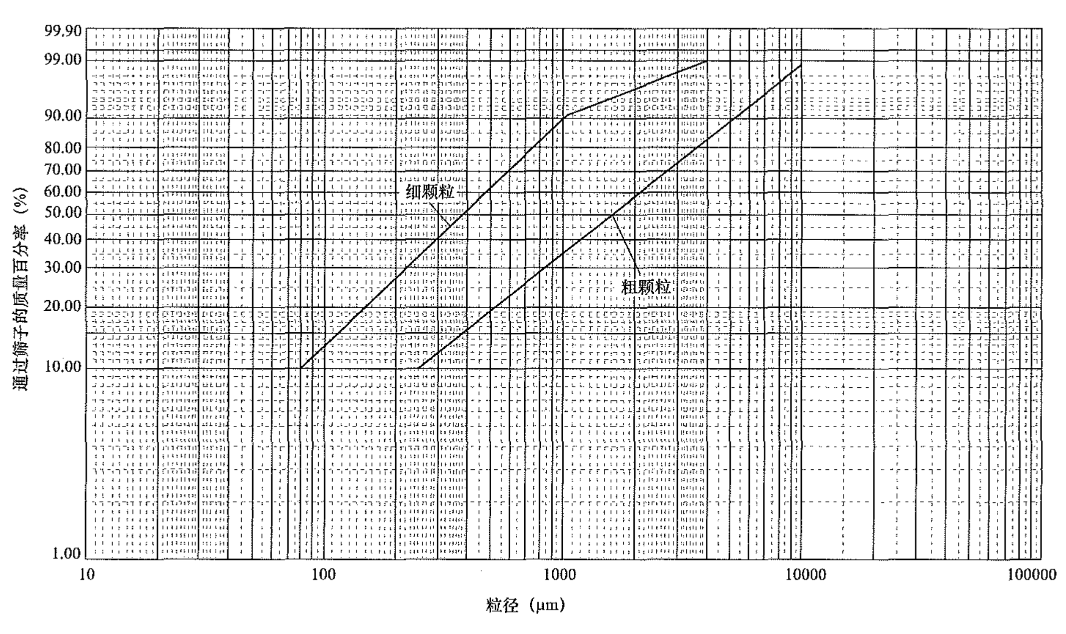


图 6-3 某制造厂推荐的高、中挥发性烟煤粒径分布曲线

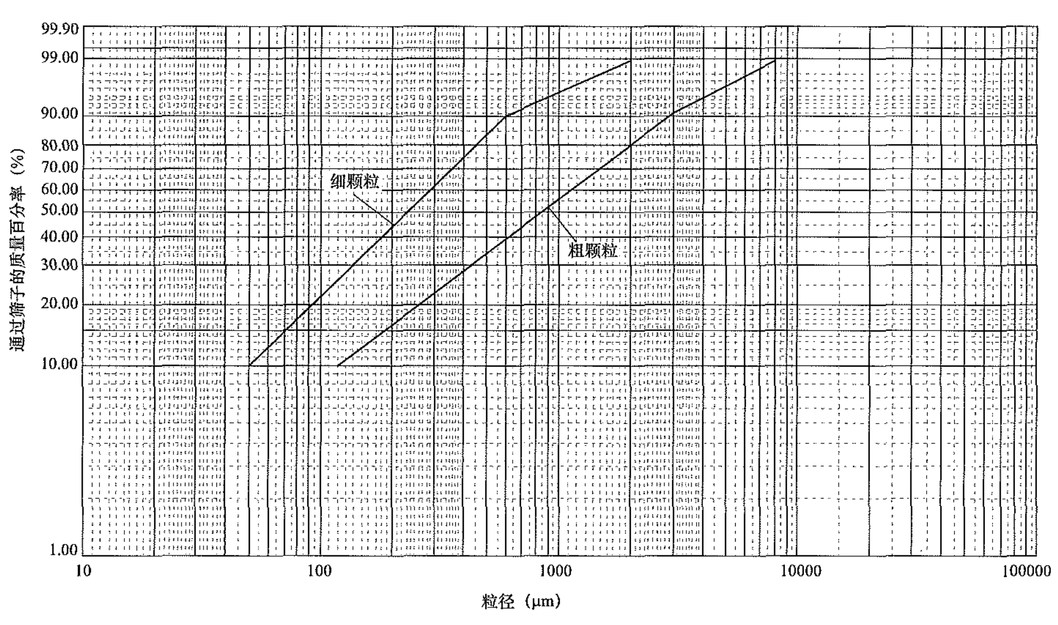


图 6-4 某制造厂推荐的无烟煤、低挥发性烟煤粒径分布曲线

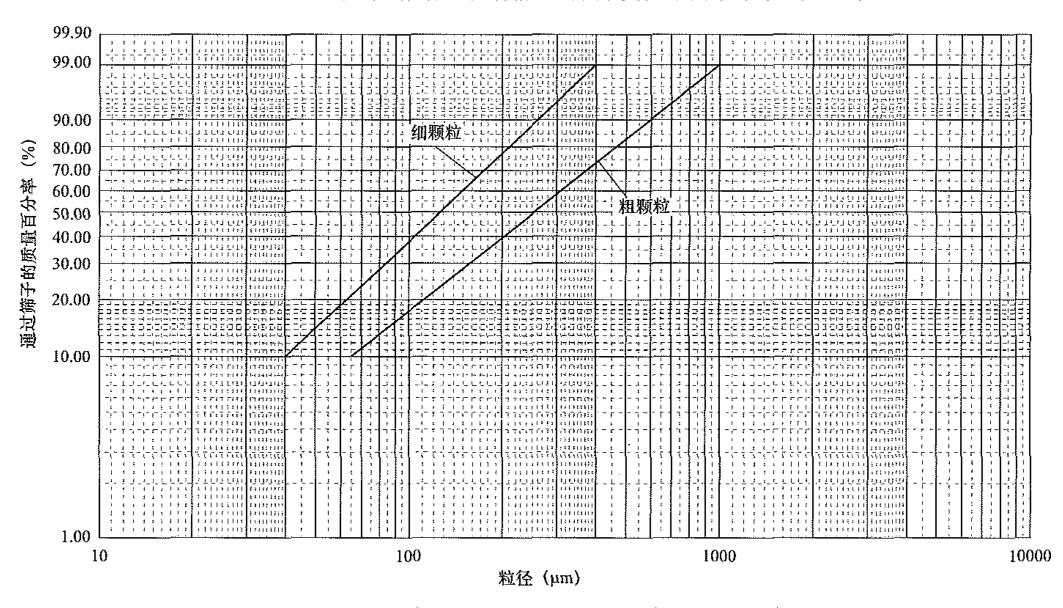


图 6-5 某制造厂推荐的石灰石粉粒径分布曲线

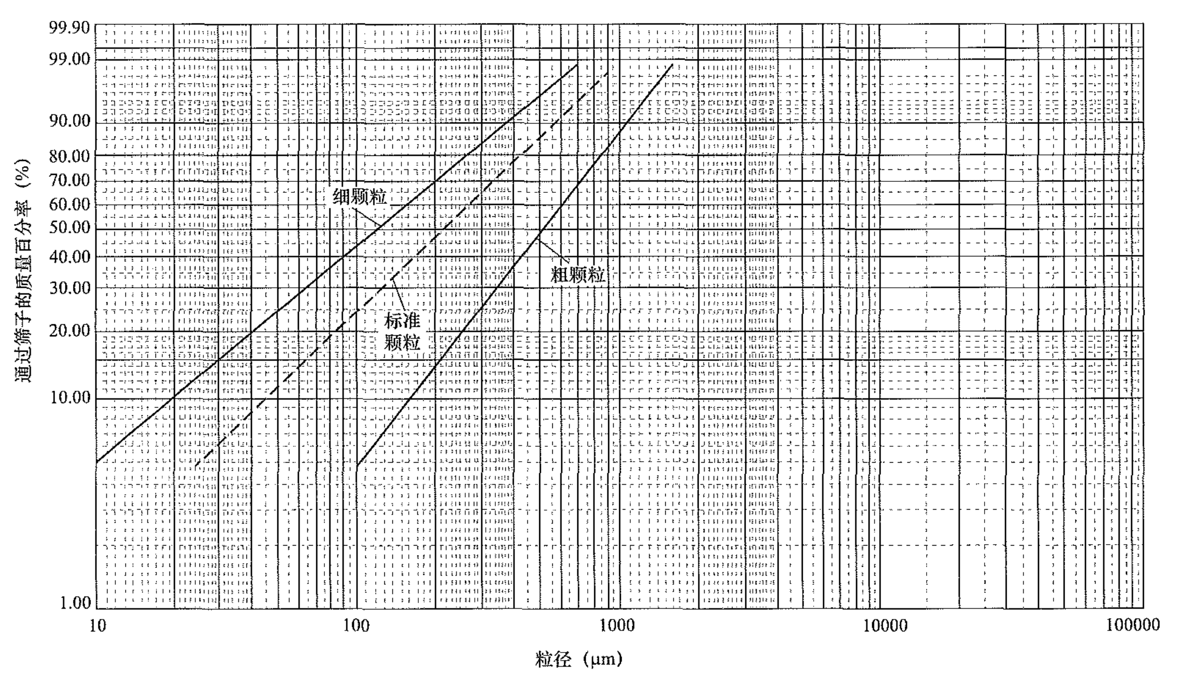


图 6-6　某制造厂推荐的床料粒径分布曲线

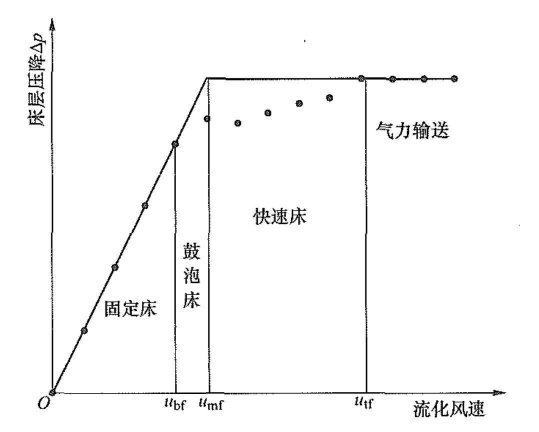


图 6-7　气固流化床的流态化特征及其参数变化示意图

以上过程所涉及的流态化参数主要有临界流化速度、床层压降及循环倍率。

（1）临界流化速度。临界流化速度是循环流化床锅炉运行重要的流态化参数，指使床层颗粒由固定床转变为流态化时的最小流化速度，用 u_{mf} 表示。冷态临界流化速度由循环流化床锅炉填充床料粒径和固气密度之差决定，并与粒径和固气密度之差呈幂指数关系增加；而在运行期间，由于床料粒径和固气密度基本维持不变，则临界流化速度主要受到运行温度的影响，热态临界流化速度大于冷态临界流化速度，但热态临界流化风量低于冷态临界流化风量，这是因为床温升高时，热态临界流化速度虽然增加，而烟气体积增加更多。为了防止床料流化不良引起结焦现象，循环流化床锅炉运行期间应保证实际流化风量大于临界流化风量。

（2）床层压降。床层压降既是循环流化床锅炉运行重要的流态化参数，也是一次风机设备选型的重要参数。床层压降是指紧贴布风板上表面所测得的床层静压，其大小表示单位布风板面积上床料质量的多少，用Δp 表示。床层压降表现为气流通过固体颗粒时对固体颗粒有拽力，使气体通过床层时产生压力损失，它随着循环流化床锅炉流态化过程的改变而变化。在固定床和鼓泡床的起始过程中，Δp 随流化速度的增加呈线性增大；当达到临界流化风速 u_{mf} 开始进入快速流化床状态时，由于固体颗粒的总质量与作用在这些颗粒上的拽力和浮力之和相等，床层压降全部转化为气体对固体颗粒的拽力和浮力，之后从快速床到气力输送的过程中Δp 不再增大。在循环流化床锅炉运行期间，床层压降是判断炉内床料量的多少以及是否需要排渣的重要参数。

（3）循环倍率。循环倍率是指单位时间内返回到炉膛的床料质量与入炉煤质量之比，表示物料循环量的多少，对循环流化床锅炉设计和运行影响很大，主要影响炉膛下部的热量平衡即床温，以及炉膛上部水冷壁管的传热强度即锅炉负荷。燃用不同煤质的循环流化床锅炉的设计循环倍率相差很大，通常燃用劣质煤的循环倍率应低些，而燃用优质烟煤的循环倍率应高些。通常将循环流化床锅炉循环倍率在 1～5 范围内称为低循环倍率，在 6～20 范围内称为中循环倍率，大于 20 称为高循环倍率。在循环流化床锅炉实际运行中，可以通过燃烧调整来调节循环倍率。

第二节　循环流化床锅炉结构特点

循环流化床锅炉与其他燃煤锅炉在结构及运行方式方面最显著区别即为存在固体颗粒的循环流动，其物料经历了由炉膛、分离器和回料阀所组成的外循环，构成了循环流化床锅炉工作过程中最重要的燃烧系统。

一、锅炉结构特点

（一）炉膛

大型循环流化床锅炉，由于炉膛的宽度和深度增加，既要保证二次风的穿透性，又要保证整个床面均匀流化成为关键问题。炉膛结构主要指炉膛结构尺寸，是根据燃料特性、入炉煤粒径、燃尽要求、吸热量决定，同时还受流化速度、炉膛的压力分布和颗粒磨损等多个因素的影响。为了使炉膛深度和宽度方向均有足够的尺寸以放置分离器本体和入口开孔以及回料器的固体返料点，宜缩小炉膛的宽深比，使炉膛截面接近正方形，从而使旋风分离器、外置式换热器（以下简称“外置床”）和燃烧室能够安排得非常紧凑；也可采用炉膛的宽深比大于 2，在前后墙布置二次风喷嘴形成对冲，但是炉膛宽度达 20m 以上，一定程度上增加了总体布置的难度。

在炉膛结构方面，其截面的宽深比主要由以下因素确定：

（1）炉膛内能否布置足够的受热面。大容量锅炉可考虑布置屏式受热面。

（2）二次风在炉膛的穿透能力。由于二次风在炉膛下部密相区的射程有限，当炉膛深度过大时，会使炉膛中心缺氧，因此炉膛深度尺寸应保证二次风射程能够到达炉膛中心区域。

（3）固体颗粒给料在炉内的横向扩散。实际运行经验表明，炉膛深度过大会影响炉内固体颗粒的横向混合，使前后墙给入的煤粒很难在短时间内均匀混合。

其次是炉膛内受热面的布置。随着炉膛容量的增大，炉膛内可供布置受热面的壁面表面积并未成比例增加，一种方式是在保证主回路吸热量（即保证床温）的基础上增加主回路过热吸热份额，此时需要在炉膛上部空间布置一部分额外的受热面，将部分蒸发受热面、过热器或再热器布置在炉膛内，增设翼墙受热面；当大型循环流化床锅炉受热面布置在炉膛及尾部烟道竖井中已无足够空间时，可采用增设外置床的方式。

（二）布风装置

布风装置对于布风板以上约 300mm 高度范围内的床料的运动有直接影响。布风装置由布风板及风帽和风室组成。循环流化床锅炉布风装置应满足以下要求：

（1）能均匀密集的分配气流，避免在布风板上面形成停滞区。

（2）能使布风板上的床料与空气产生强烈扰动和混合，并使风帽处气流具有较大的动能。

（3）空气通过布风板的阻力损失不能太大，也不宜太小，以消除床料流化时的不稳定性。

（4）具有足够的强度和刚度，能支撑自身和床料的重量，防止压火时风板受热变形和风帽烧损，方便检修清渣。

（5）具有一定的防磨能力，并能有效防止床料倒流进入风室。

1. 布风板及风帽

布风板应具有一定的阻力。依靠布风板的自身阻力，使布风板上下两侧气流分布均匀，使流化风穿过布风板均匀进入炉膛。具体而言，当布风板下部的气流静压分布不均匀时，具有一定阻力的布风板产生均压作用，使流过布风板的气流速度处处相等，从而使炉内达到均匀的流化状态；当炉内床料随机性的出现气固流动不稳时，例如出现沟流等不正常流化状态，布风板依靠自身阻力，能够及时消除此类不稳定流化状态。根据大量运行经验，布风板阻力与料层阻力之比值为 0.35～0.45 时，可以使炉内维持良好的流化状态。

其次，布风板还起到支撑床料的作用。当正常运行的循环流化床锅炉一次风机突然跳闸时，落向布风板的床料重达近百吨，所以布风板必须具有足够的强度。

为避免布风板受热面绕曲变形，在水冷壁或支撑板上应敷设一定厚度的耐火保护层，其厚度根据风帽高度确定，一般为 100～200mm。

循环流化床锅炉风帽有多种形式，典型结构有钟罩式、T 形、猪尾形及定向风帽等。

2. 风室

风室的作用是尽可能均匀地将空气分布于布风板下，为一次风提供空气稳压区。中、小型循环流化床锅炉通常设计成“等压”风室，其特点是风室底面倾斜，可使风室内静压沿深度分布较为均匀，在垂直方向的风速相等；对于 300MW 循环流化床锅炉，一次风静压远大于动压，可以采用非等压风室。一次风通常有下部垂直引入和水平引入两种方式。

（三）高温循环灰系统装置

高温循环灰系统是循环流化床锅炉最重要的系统之一。首先，燃料在炉膛内燃烧产生烟气，烟气携带大量物料（包括未燃尽燃料和未反应的石灰石以及惰性床料等）通过炉膛侧墙上部的出口，进入旋风分离

器进行气固分离，绝大部分物料被分离器捕捉后进入回料器。每个回料器除有直接进入炉膛的返料口外，还有进入外置式换热器（如果有）的灰回路，从而形成高温循环灰系统。高温循环灰系统主要由高温旋风分离器、外置式换热器（如果有）、回料器及连接管路组成。

1. 高温旋风分离器

旋风分离器是循环流化床锅炉实现气固分离的关键部件。高效的分离器可提高碳的燃尽率和石灰石的利用程度，提高炉膛上部的物料的浓度使得换热加强而且温度均衡；减少尾部烟道磨损，减少尾部烟道CO的形成。在循环流化床锅炉发展的历史上，出现过不同形式的分离器，至今采用最普遍的是绝热式或冷却式旋风筒分离器。

绝热式旋风筒分离器的钢板外壳衬以厚度为300mm的耐火材料，相应地施工工艺要求也较为严格。它的优点是初投资相对低，但运行维修费用高和冷态启动时间长，从而需要消耗更多的启动燃料。

冷却式旋风筒分离器是由汽/水冷却的膜式壁构成的，膜式壁上耐火材料用密抓钉固定，其厚度仅为25mm。由于曲线形膜式壁的特殊结构，其制造工艺复杂，造价较高因而提高了投资成本。但它具有运行维修费用低、寿命长、可靠性高等诸多优点。

2. 外置式换热器

随着机组容量的增大，炉膛的容积并未按比例增加，考虑增设外置式换热器，并在其中布置了低温过热器、高温再热器及中间级过热器，仅需要调节进入外置式换热器与直接返回炉膛的固体物料比例，即可实现再热汽温控制和床温调节，但是锅炉结构较为复杂；不设置外置床时，固体颗粒循环回路上的吸热主要靠炉膛水冷壁以及屏式受热面来保证，采用水冷分隔墙设计，这样锅炉结构较为简单，床温调节和再热汽温控制需要通过改变循环倍率等其他参数实现。

3. 回料器

根据固体颗粒是否能被自动送回到炉内或者固体颗粒流量是否由回料器控制分为机械式和非机械式两类。不同类型的回料器，对应不同的炉内床温控制方式。

分离器出口高温灰经过U形器后分为两路：一路直接返回炉膛进行循环燃烧；另一路通过调整回料器执行机构的位置，控制进入外置床的循环灰量，以达到控制床温及再热器出口温度的目的。此时机械式回料器也称灰控制阀，具有反应速度快和调节范围宽的特点，使锅炉适应煤种和负荷的变化。

非机械式双返料腿回料器，是将分离器分离后的固体热物料经密封回路直接返回炉膛。每个旋风分离器有两个返料腿，可保证进入炉膛的返料分布的均匀性。不仅简化了结构，而且由于取消进口膨胀节，从而增加了锅炉的可靠性。

二、国外典型循环流化床锅炉

循环流化床锅炉在工业上应用始于20世纪70年代末，国外循环流化床锅炉技术经过几十年的发展，形成了多种技术流派和多种炉型。按结构特点区分，其中比较有代表性的三种主要炉型有鲁奇型循环流化床锅炉、百宝炉型循环流化床锅炉、FW 型循环流化床锅炉。

1. 鲁奇型循环流化床锅炉

鲁奇型循环流化床锅炉，以德国鲁奇公司为代表，其最大的特点为带外置换热器，该技术后被阿尔斯通（ALSTOM）公司收购。

典型的鲁奇型循环流化床锅炉由主床燃烧室、高温绝热旋风分离器、外置换热器、回料器及尾部对流烟道组成。燃料及石灰石脱硫剂从主床密相区给入，在床内燃烧和反应，燃烧温度控制在850～900℃。物料从炉顶部被携带出燃烧室，经高温旋风分离器分离后，一部分热物料被直接送回主床燃烧室，另一部分送至外置床。在外置床中热物料与埋管受热面和空气进行热交换，被冷却至400～600℃后，送回主床燃烧室或直接排出炉外。由旋风分离器导出的高温烟气，经对流烟道受热面传热后，排出锅炉。

外置换热器由一个灰分配室和一个或两个布置受热面管束的床室组成，一般在外置床中布置过热器、再热器和蒸发受热面管束，并采用机械分流回灰阀，用来调节通过外置换热器的旁路灰流量以控制床温或再热汽温。外置床一般采用钢板结构，内衬耐火材料。

鲁奇型循环流化床锅炉的优点主要有：

（1）将燃烧和传热过程分开，解决了炉内受热面空间布置不足以及炉内磨损严重等问题，对锅炉的大型化具有重要意义。此时炉内受热面积增加，炉内温度下降，外置换热器内布置受热面可使炉内维持最佳温度。

（2）外置换热器可分区布置不同受热面（过热器、再热器），通过控制流过各区热灰量来调节换热量。锅炉负荷减小时，减少通过外置换热器的循环灰量，可促使炉膛的温度升高，从而补偿由于负荷减小导致炉膛温度的降低，使燃烧可继续在较好的工况下进行。

（3）外置换热器可提高循环流化床锅炉的燃料适应性。在煤种变化时，利用外置换热器的调节作用，可在不改变炉膛温度、过量空气系数、循环倍率等的条件下来维持锅炉总吸热量不变，保证燃烧效率、脱硫效率、石灰石利用效率。

鲁奇型循环流化床锅炉的缺点是：燃烧系统和结构复杂，燃料制备与干燥系统也相对复杂，系统造价

及厂用电相对较高。

鲁奇型循环流化床锅炉结构简图如图 6-8（a）所示。

2. 百宝炉型循环流化床锅炉

百宝炉型循环流化床锅炉，以原芬兰奥斯龙（Ahlstrom）公司为代表，后被福斯特惠勒（Foster Wheeler，FW）公司收购。

百宝炉型循环流化床锅炉的主要特征是采用高温循环回路（锅炉由炉膛→高温旋风分离器→立管→U形回料控制器→循环灰返回管→炉膛下部）、受热面全部布置在炉内，不设外置换热器，同时 Ω 形过热器设计成大间距顺列布置，床温的控制通过调节给煤与供风以控制床内燃烧和颗粒浓度来实现。采用两级燃烧，炉底送入一次风，密相层上方送入二次风。通过调节炉内的一、二次风的比例进行床温控制和过热汽温调节，床温可在 800～1000℃之间调节。

早期奥斯龙百宝炉型均采用高温旋风分离器，为了解决循环流化床锅炉大型化，后开发了第二代百宝炉型循环流化床锅炉，采用了专利结构的方形分离器，同时方形分离器与炉膛形成整体，发展了新一代的紧凑型炉型。

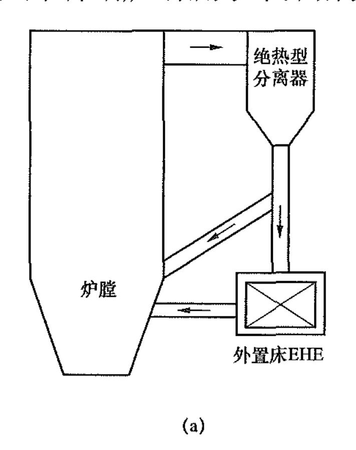
百宝炉型循环流化床锅炉的优点是系统简单，结构紧凑，造价较低。其缺点是炉温偏高，NO_x 排放高，脱硫剂耗量大；对于高参数大容量机组，由于没有外置换热器，部分受热面必须布置在炉内，受热面布置及防磨较为困难。

百宝炉型循环流化床锅炉结构简图如图 6-8（b）所示。

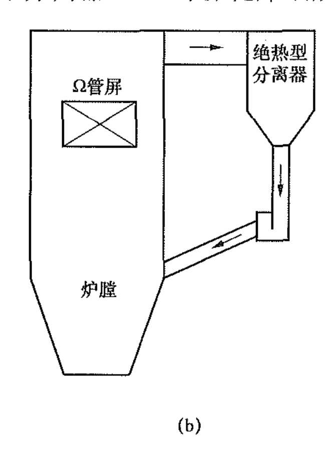
3. FW 型循环流化床锅炉

福斯特惠勒公司的 FW 型循环流化床锅炉的主要设计特点是带 Intrex（Integrated Recycle Heat Exchange bed）换热床，炉内不装屏式受热面，减轻磨损。采用汽或水冷旋风分离器，使锅炉启动加快，增加传热，消除分离器内再燃。分离回送灰进 Intrex，Intrex 中布置部分过热器、再热器。

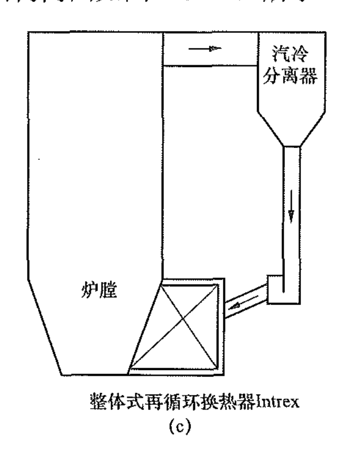
FW 型循环流化床锅炉的优点是结构紧凑，可靠性高。其缺点是分离器结构复杂，造价高。FW 型循环流化床锅炉结构简图如图 6-8（c）所示。



(a)



(b)



(c)

图 6-8　三种炉型的技术特点简图

（a）鲁奇型循环流化床锅炉结构简图；（b）百宝炉型循环流化床锅炉结构简图；（c）FW 型循环流化床锅炉结构简图

国外循环流化床锅炉技术经过几十年的发展，其工程应用已由小型循环流化床锅炉发展到电站级大型循环流化床锅炉，并再向更大容量和更高参数方向发展。

三、国内大型循环流化床锅炉

（一）国产 135MW 超高压循环流化床锅炉

哈尔滨锅炉厂有限责任公司（以下简称哈锅）、上海锅炉厂有限公司（以下简称上锅）、东方锅炉股份有限公司（以下简称东锅）、无锡锅炉厂、济南锅炉厂、武汉锅炉厂等锅炉制造厂具有 135～150MW 超高压中间再热循环流化床锅炉的设计和制造技术。

国产 135MW 循环流化床锅炉为单汽包、自然循环、循环流化床燃烧方式。典型 135MW 锅炉主要性能参数如下：

锅炉最大连续蒸发量：420t/h；

过热器出口蒸汽表压力：13.9MPa；

过热器出口蒸汽温度：543℃；

再热器出口蒸汽温度：543℃；

再热器出口蒸汽表压力：2.632MPa；

再热器入口蒸汽温度：319.6℃；

再热器入口蒸汽表压力：2.757MPa；

再热器出口蒸汽流量：351.108t/h；

省煤器进口给水温度：252.1℃。

国内 135MW 等级循环流化床锅炉结构形式大同小异，基本都由炉膛、分离器、尾部受热面三部分组成。锅炉主要部件包括汽包、悬吊式全膜式水冷壁炉膛、水冷式（或绝热式）旋风分离器、U 形返料回路以及后烟井对流受热面等。

锅炉的汽包、炉膛水冷壁和尾部包覆墙、分离器

进口烟道、水冷式旋风分离器、分离器出口烟道部分均采用悬吊结构。一级省煤器管系通过撑板悬挂在承重梁上，再通过省煤器框架炉墙立柱及牛腿结构搁置在钢架横梁上。U 形回料器和管式空气预热器支撑在钢架横梁上。在锅炉最后两排钢柱中间另设独立小钢架，来承受荷载较大的一级省煤器和管式空气预热器。

锅炉炉膛和后烟井包覆过热器整体向下膨胀，锅炉在炉膛水冷壁、旋风分离器和后烟井设置三个膨胀中心，每个独立膨胀的组件之间均有柔性的非金属膨胀节连接。锅炉整体呈左右对称布置，锅炉钢架左右两侧布置副跨，副跨内布置平台通道、省煤器进口管道、主蒸汽管道、再热器进口管道和再热器出口管道。

炉膛上部布置水冷屏和屏式过热器（或布置屏式过热器以及屏式再热器），其中水冷屏对称布置在左右两侧。炉膛与后烟井之间，布置有两台旋风分离器，悬吊在钢架横梁上。旋风分离器下部各布置一台非机械的 U 形回料器，回料器底部布置流化风帽，使物料流化返回炉膛。

在后烟井包覆墙中间设置隔墙包覆过热器，将后烟井分隔成前后两个烟道，在前烟道内布置再热器，采用过热器悬吊管及吊架悬挂在炉顶钢架上，在后烟道内按烟气流向依次布置高温过热器和二级省煤器，高温过热器和二级省煤器管系均搁置在后墙包覆过热器和隔墙包覆过热器上，最终将荷载传递到炉顶钢架上。

锅炉采用两次配风，一次风从炉膛底部布风板、风帽进入炉膛，二次风从燃烧室锥体部分进入炉膛。锅炉共设有四～六个给煤点以及石灰石给料口，均匀地布置在炉前。炉膛底部设有水冷式一次风室。炉膛燃烧室底部布置排渣管。

国产典型 135MW 等级循环流化床锅炉结构图如图 6-9 所示。

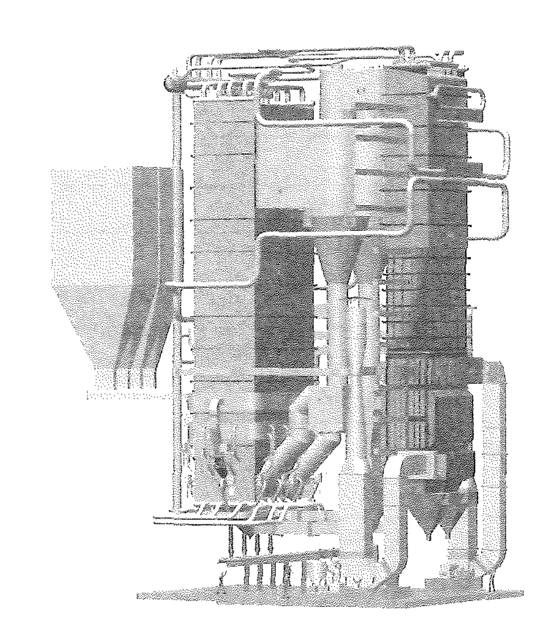


图 6-9 国产典型 135MW 等级循环流化床锅炉结构图

国产典型 135MW 等级循环流化床锅炉技术对比见表 6-2。

（二）300MW 等级亚临界循环流化床锅炉

我国的亚临界 300MW 等级循环流化床锅炉经历了引进型到自主开发型的发展历程。

表 6-2 国产典型 135MW 等级循环流化床锅炉技术对比

序号	项目	哈锅	东锅	上锅
1	炉膛形式	单布风板炉膛	单布风板炉膛	单布风板炉膛
2	水冷风室进风方式	炉底两路进风	炉侧两路进风	炉底两路进风
3	冷渣器布置方式	炉膛左右两侧、炉前排渣	炉膛后部排渣，冷渣器炉后方向布置	炉膛中部排渣，冷渣器炉前方向布置
4	外置床	无	无	无
5	旋风分离器	两台绝热式旋风分离器	两台汽冷（或绝热）式旋风分离器	两台水冷式旋风分离器
6	给煤方式	回料阀后墙给煤	炉前给煤、气力播煤	炉前给煤、气力播煤
7	过、再热器调温	双烟道挡板＋事故喷水	双烟道挡板＋事故喷水	双烟道挡板＋事故喷水
8	空气预热器	管式空气预热器	管式空气预热器	管式空气预热器
9	辅机配备	（1）两台一次风机。 （2）两台二次风机。 （3）两台引风机。 （4）三台高压流化风机。 （5）无紧急补水系统	（1）两台一次风机。 （2）两台二次风机。 （3）两台引风机。 （4）三台高压流化风机。 （5）无紧急补水系统	（1）两台一次风机。 （2）两台二次风机。 （3）两台引风机。 （4）三台高压流化风机。 （5）无紧急补水系统

1. 引进型300MW亚临界循环流化床锅炉

国内某引进型300MW亚临界循环流化床锅炉项目，其锅炉为自然循环汽包炉、单炉膛、燃用贫煤、一次中间再热、平衡通风、露天岛式布置、全钢架悬吊结构。其主要技术参数见表6-3。

表6-3　国内某引进型300MW亚临界循环流化床锅炉主要技术参数

名　称	单位	BMCR工况参数
高温过热器出口联箱处蒸汽		
流量	t/h	1025
绝对压力	MPa	17.5
温度	℃	540
低温再热器入口联箱处蒸汽		
绝对压力	MPa	3.882
温度	℃	330.4
高温再热器出口联箱处蒸汽		
流量	t/h	843.93
绝对压力	MPa	3.706
温度	℃	540
省煤器进口联箱处给水温度	℃	281
最低稳燃负荷（不投油）	%	35
锅炉设计效率	%	91.9

这种形式的循环流化床锅炉主要由单炉膛、4台高温绝热旋风分离器、4台回料阀、4台外置换热器、尾部对流烟道、4台风水联合冷渣器和1台回转式空气预热器等部分组成。

单炉膛采用裤衩腿结构、双布风板结构，炉膛内蒸发受热面采用膜式水冷壁及水冷壁延伸墙结构。采用水冷布风板，大直径钟罩式风帽，具有布风均匀、防堵塞、防结焦和便于维修等优点。

在炉膛上部左右两侧各布置有2台内径约8m的高温绝热旋风分离器，外壳由钢板制造，内衬绝热材料及耐磨耐火材料，分离器上部为圆筒形，下部为锥形。每个高温绝热分离器回料腿下布置一个回料阀和一台外置式换热器，分离器分离下来的循环物料，分别进入回料阀和外置换热器，再分别以高温物料和“低温”物料的状态返回炉膛，从而实现了床温调节和再热汽温调节的目的。回料阀为气力式自平衡型，流化风用高压风机供给。回料阀外壳由钢板制成，内衬保温材料和耐磨耐火材料。耐磨材料和保温材料采用拉钩、抓钉和支架固定。每个回料阀一侧与炉膛相连，另一侧与一个外置换热器相连。

分离器分离下来的高温物料一部分直接返送回炉膛，另一部分进入外置式换热器，外置换热器入口设有锥形阀，通过调节锥形阀的开度来控制外置换热器和回料阀的循环物料分配。在炉膛两侧下部对称布置4台外置式换热器，外置换热器外壳由钢板制成，内衬绝热材料和耐磨耐火材料。靠近炉前的两台外置换热器内布置高温再热器和低温过热器，这两台外置式换热器的主要作用是用来调节再热蒸汽温度；靠近炉后的两台外置换热器内布置中温过热器Ⅰ和中温过热器Ⅱ，这两台外置换热器的主要作用是用来调节床温。外置换热器解决了随着锅炉容量增大，受热面布置困难的矛盾，使锅炉受热面的布置更灵活。

炉膛、分离器、回料阀和外置式换热器构成了循环流化床锅炉的核心部分——物料热循环回路，煤与石灰石在燃烧室内完成燃烧及脱硫反应，产生的烟气分别进入四个分离器，进行气固两相分离，经过分离器净化过的烟气进入尾部烟道。

尾部对流烟道中依次布置高温过热器、低温再热器、高温省煤器、低温省煤器，最后进入回转式空气预热器。过热蒸汽温度由布置在各级过热器之间的三级喷水减温器调节，减温器分别布置在低温过热器与中温过热器Ⅰ之间、中温过热器Ⅰ与中温过热器Ⅱ之间和中温过热器Ⅱ与高温过热器之间，减温水来自锅炉高压给水。再热汽温通过布置有高温再热器的两台外置式换热器来调节，同时还在低温再热器入口处布置有事故喷水减温器，外置式换热器实现了床温和再热蒸汽温度分开调节的目标，更方便灵活，有利于锅炉的低负荷稳燃，避免了再热器喷水调温影响整个机组热经济性的弊端。高温过热器、低温再热器和高温省煤器区烟道采用的包墙过热器为膜式壁结构，低温省煤器区烟道采用护板结构。

燃烧室与尾部烟道包墙均采用水平绕带式刚性梁来防止内外压差作用造成的变形。锅炉设有膨胀中心，各部分烟气、物料的连接管之间设置性能优异的膨胀节，解决由热位移引起的三向膨胀问题，各受热面穿墙部位均采用国外成熟的密封技术设计，确保锅炉的良好密封。

循环流化床燃烧用风分级送入燃烧室，以降低NO_x的生成量，除从布风板送入的一次风外，还从燃烧室下部锥段分两层不同高度引入二次风。脱硫剂采用石灰石，以气力输送方式送入回料阀斜腿，分四路进入炉膛。

锅炉启动采用床上床枪和床下启动燃烧器（又称热烟发生器）结合的启动方式，以节省启动用油。

锅炉除在燃烧室、分离器、回料阀、冷渣器和外置式换热器等有关部位设置非金属耐火防磨材料外，还在尾部对流受热面、燃烧室和外置式换热器等有关部位采取了金属材料防磨措施，以有效保障锅炉安全

连续运行。

锅炉采用支吊结合的固定方式，分离器筒体、冷渣器、外置式换热器和空气预热器为支撑结构，回料阀为支吊结合，其余均为悬吊结构。

引进型 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构如图 6-10 所示。

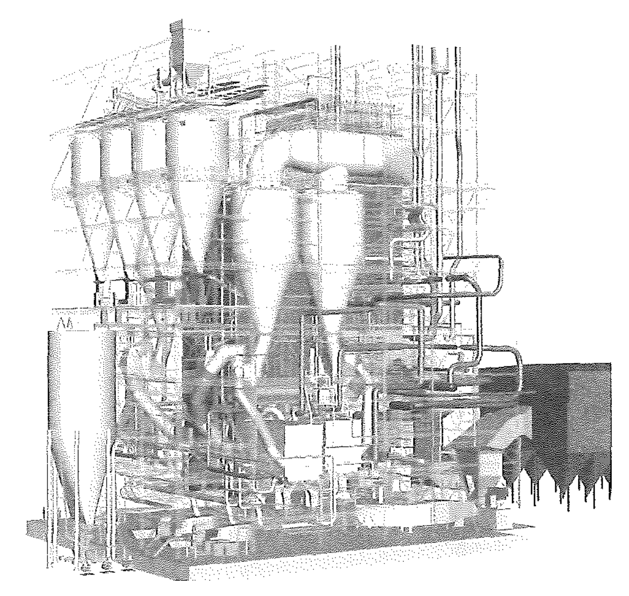


图 6-10 引进型 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构

2. 自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉

国内锅炉厂具有 300MW 亚临界循环流化床锅炉的自主设计、制造能力，并形成各具特色的 300MW 亚临界循环流化床锅炉方案。

（1）东锅自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉。锅炉整体采用 M 形布置、单炉膛结构，锅炉主要由膜式水冷壁炉膛、3 台汽冷式旋风分离器和汽冷包墙包覆的尾部竖井组成，炉膛内布置有过热器屏、再热器屏及水冷屏，无外置换热器和 INTREX 结构。炉膛上部通过 2 片水冷屏分成 3 个区域，以减少 3 台汽冷高效旋风分离器的入口烟气温度偏差，分离器下部各布置一台 U 形阀回料器，回料器为一分为二结构。

尾部采用双烟道结构，前烟道布置了低温再热器，后烟道从上向下依次布置有高温过热器、低温过热器，向下前后烟道合成一个，在其中布置有螺旋鳍片管式省煤器。过热器系统中设有两级喷水减温器，再热器采用烟气挡板调温并布置有事故喷水减温器和微喷减温器。

锅炉设有 2 个床下点火风道，每个床下点火风道配 2 个油燃烧器，带高能点火装置，在炉膛下部还设置有床上助燃油枪。

锅炉采用炉前给煤，前墙设有 8 个给煤装置，后墙设有 6 个回料点。锅炉采用炉后排渣，4 个排渣口布置在炉膛后水冷壁下部。

东锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图如图 6-11 所示。

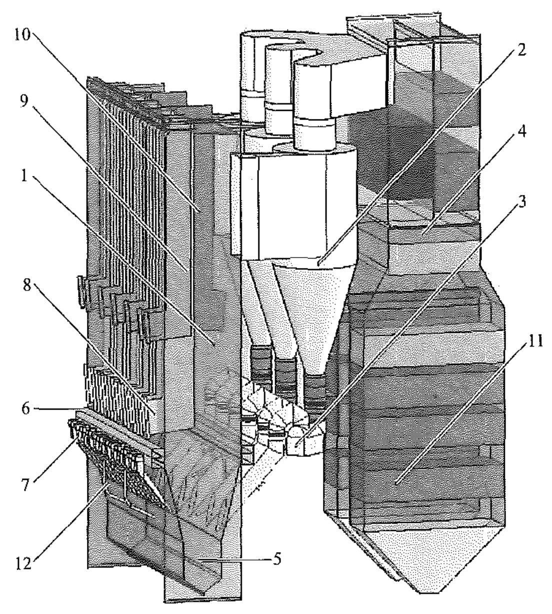


图 6-11 东锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图

1—炉膛；2—分离器；3—回料器；4—尾部受热面；5—一次风；6—二次风；7—气力播煤装置；8—屏式过热器；9—屏式再热器；10—水冷蒸发屏；11—管式空气预热器；12—石灰石

（2）哈锅自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉。锅炉整体布置采用 H 形布置，炉膛采用裤衩腿、双布风板结构。炉内布置二级过热屏和高温再热器屏，4 台绝热旋风分离器，无外置换热器；回料器为一分为二的分路回料阀。

尾部采用双烟道结构，前烟道布置了低温再热器，后烟道从上到下依次布置有高温过热器、低温过热器；下部绝热烟道内布置 H 形省煤器。再热器采用烟气挡板调节再热汽温。

点火系统为床下设置 2 台风道燃烧器，床上设置 8 个启动燃烧器，布置在炉膛的两侧墙上。

锅炉采用高、低温回料管给煤，8 个给煤口布置在回料斜管上。6 个排渣口布置在裤衩腿炉膛的内侧墙上，左、右各 3 个。

哈锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图如图 6-12 所示。

（3）上锅自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉。300MW 亚临界循环流化床锅炉整体采用 M 形布置，炉膛采用单布风板结构。炉内布置有中温过热屏和高温过热屏，为 U 形结构，炉内还布置有高温再热屏和水冷蒸发屏，3 台水冷旋风分离器，无外置换热器。回料器为单路回料阀。

尾部采用双烟道结构，前烟道布置有低温再热器，后烟道布置有低温过热器；下部包墙烟道内布置省煤器。再热器采用烟气挡板调节为主，喷水减温为辅的再热汽温调节方式。

点火系统为床上点火方式，床上设置 8 个启动燃烧器，炉膛四周墙上各配 2 个。

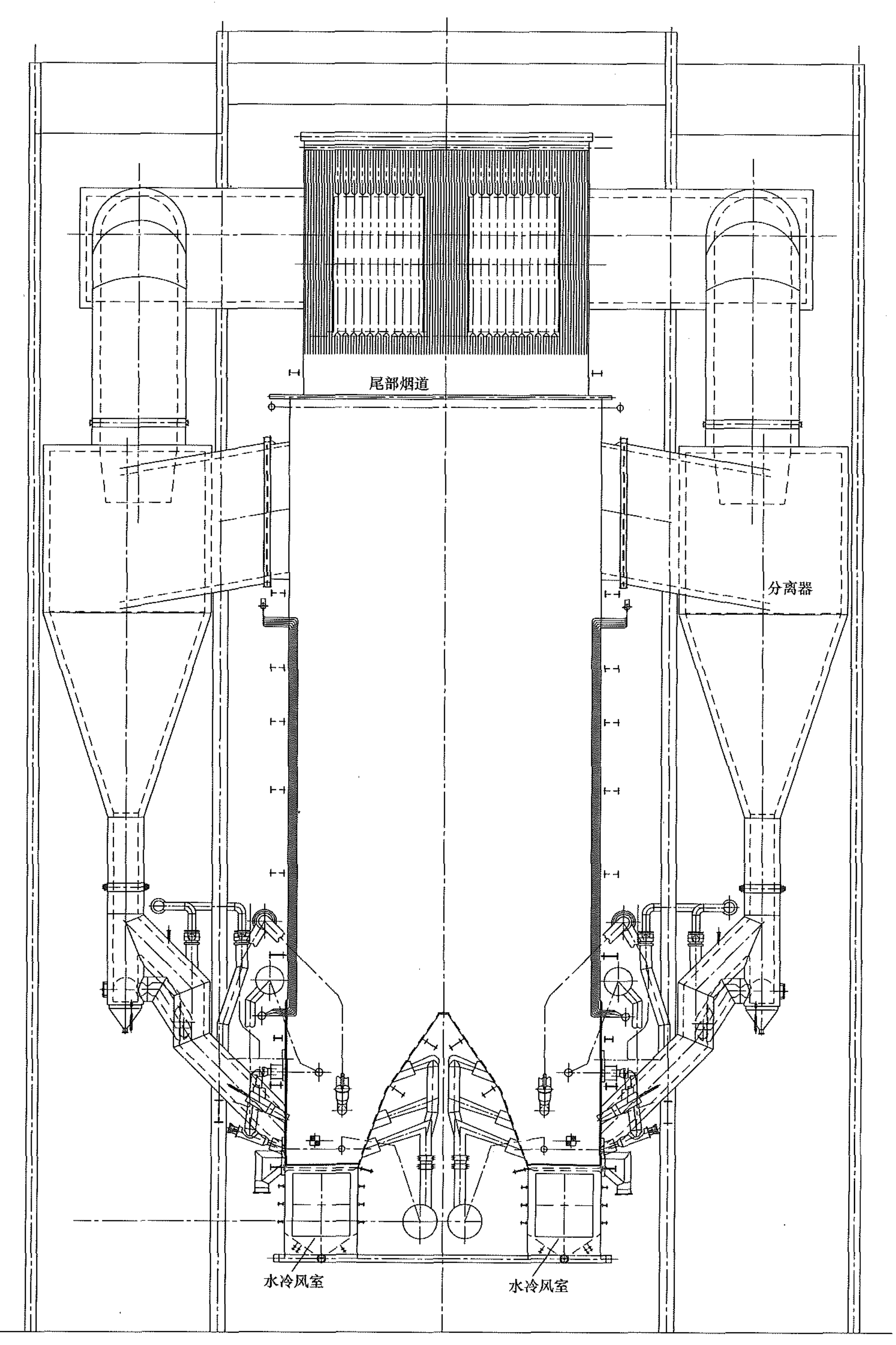


图 6-12　哈锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图

锅炉采用前、后墙给煤方式，炉前设 6 个给煤点，炉后设 3 个给煤点，布置在回料斜管上。4 个排渣口布置在炉膛的后墙下部，共配置 4 台 IBAC 流化床冷渣器，IBAC 流化床冷渣器采用省煤器受热面，与风室形成整体结构，受热面挂在水冷壁上面；二级冷渣器为 4 台滚筒式冷渣器。

上锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图如图 6-13 所示。

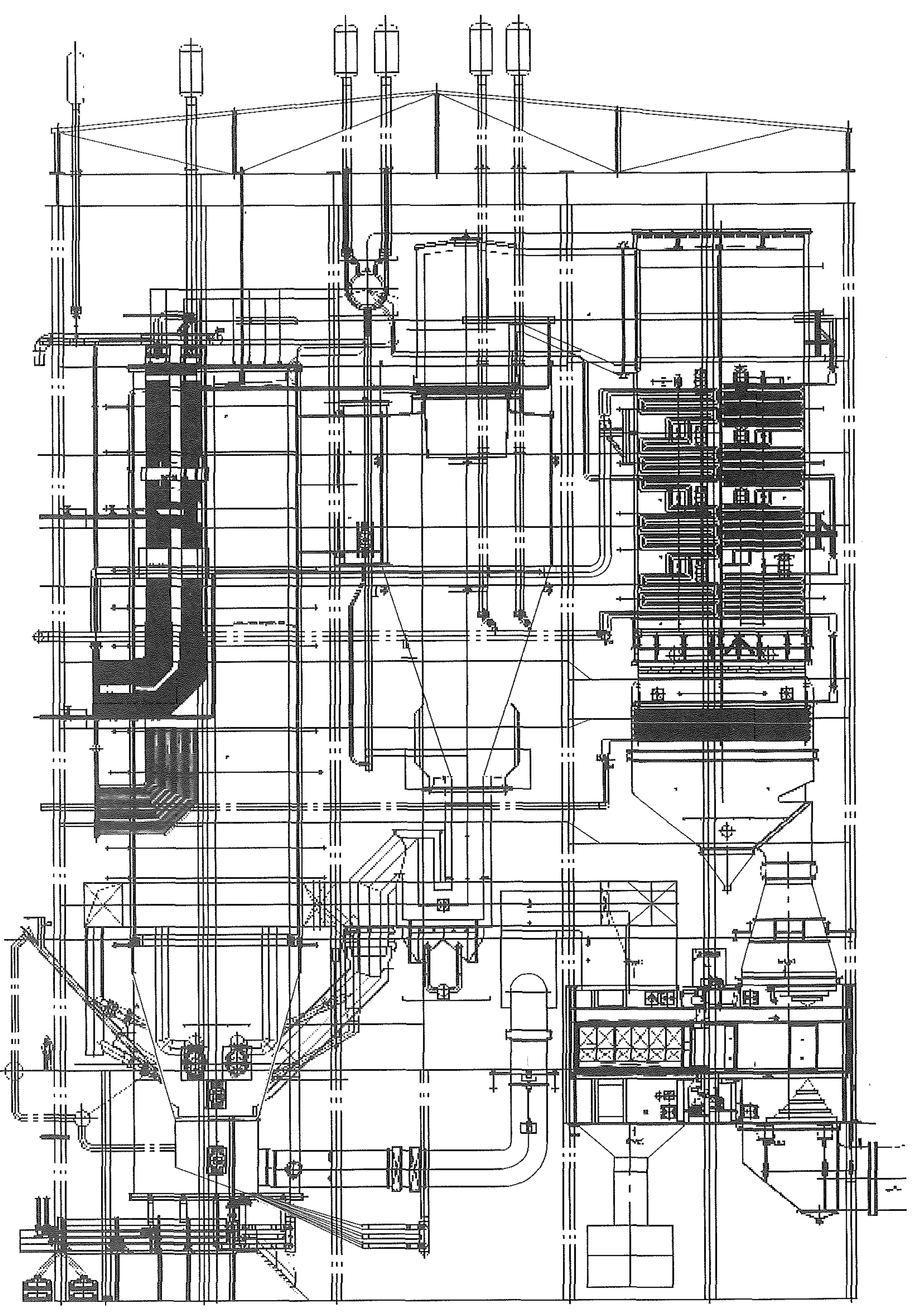


图 6-13 上锅 300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构图

国产自主型与引进型 300MW 等级循环流化床锅炉最大的区别为取消了外置床，在此基础上，三大锅炉厂自主型炉型风格各异。

300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构特性对比见表 6-4。

表 6-4　　300MW 等级亚临界循环流化床锅炉结构特性对比

序号	项目	引进型	自主型		
			哈锅	东锅	上锅
1	炉膛形式	裤衩型炉膛（双布风板）	裤衩型炉膛（双布风板）	单布风板炉膛	单布风板炉膛
2	水冷风室进风方式	炉底两路进风	炉底两路进风	炉侧两路进风	炉底四路进风
3	冷渣器布置方式	炉膛左右两侧排渣	炉膛左右两侧排渣	炉膛后部排渣，冷渣器炉后方向布置	炉膛中部排渣，冷渣器炉前方向布置
4	外置床	有	取消	取消	取消
5	旋风分离器	四个绝热式旋风分离器 H 形布置	四个绝热式旋风分离器 H 形布置	三个汽冷式旋风分离器 M 形布置	三个水冷式旋风分离器 M 形布置
6	给煤方式	回料阀后墙给煤	回料阀后墙给煤	炉前给煤、气力播煤	炉前或炉前、炉后联合给煤、气力播煤
7	炉内受热面布置	不布置屏式再热器、屏式过热器，布置扩展水冷壁	布置屏式再热器、屏式过热器、水冷屏	布置屏式再热器、屏式过热器、水冷屏	布置屏式再热器、屏式过热器、水冷屏
8	尾部烟道布置	单烟道	双烟道	双烟道	双烟道
9	过热器、再热器调温	外置床＋事故喷水	双烟道挡板＋事故喷水	双烟道挡板＋事故喷水	双烟道挡板＋事故喷水
10	流化速度	6m/s 左右	5m/s 左右	5m/s 左右	5m/s 左右
11	空气预热器	四分仓回转式空气预热器	管式、四分仓回转式空气预热器或五分仓回转式空气预热器	管式或四分仓回转式空气预热器	管式或四分仓回转式空气预热器
12	辅机配备	（1）两台一次风机。（2）两台二次风机。（3）两台引风机。（4）五台高压流化风机。（5）配备紧急补水系统	（1）两台一次风机。（2）两台二次风机。（3）两台引风机。（4）三台高压流化风机。（5）无紧急补水系统	（1）两台一次风机。（2）两台二次风机。（3）两台引风机。（4）三台高压流化风机。（5）无紧急补水系统	（1）两台一次风机。（2）两台二次风机。（3）两台引风机。（4）三台高压流化风机。（5）无紧急补水系统

（三）国产 350MW 超临界循环流化床锅炉

我国 350MW 超临界循环流化床锅炉是在自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉的基础上开发的。

国内某 350MW 超临界循环流化床锅炉项目，其锅炉为超临界参数变压运行直流炉，一次中间再热、平衡通风、全钢构架结构，锅炉采用紧身封闭。锅炉燃用洗选煤，设计煤为煤矸石∶洗中煤∶煤泥＝45%∶25%∶30%。锅炉主要性能参数如下：

锅炉型号：DG1215/25.31-Ⅱ1；

锅炉最大连续蒸发量：1215t/h；

过热器出口蒸汽表压力：25.31MPa；

过热器出口蒸汽温度：571℃；

再热器出口蒸汽温度：568℃；

再热器出口蒸汽表压力：4.79MPa；

再热器入口蒸汽温度：333.9℃；

再热器入口蒸汽表压力：5.0MPa；

再热器出口蒸汽流量：997.35t/h；

省煤器进口给水温度：290℃。

锅炉为单炉膛、M 形布置，采用高温冷却式旋风分离器进行气固分离。锅炉整体支吊在锅炉钢架上。

锅炉由三部分组成：第一部分布置有主循环回路，包括炉膛、旋风分离器、回料器以及炉内屏式过热器、屏式再热器、冷渣器等；第二部分布置尾部烟道，低温过热器、低温再热器和省煤器；第三部分为空气预热器。

锅炉的循环系统由启动分离器、储水罐、水冷壁

上升管及汽水连接管等组成。在负荷不小于 30% BMCR 后，直流运行，一次上升，启动分离器入口具有一定的过热度。为避免炉膛内高浓度灰的磨损，水冷壁采用全焊接的垂直上升膜式管屏。炉膛内还布置有屏式过热器和屏式再热器管屏，管屏采用膜式壁结构，垂直布置，在屏式过热器、屏式再热器下部转弯段及穿墙处的受热面管子上均敷设有耐磨材料，防止受热面管子的磨损。

下炉膛布置单布风板，布风板之下为由水冷壁管弯制围成的水冷风室。燃料从炉前给煤口送入炉膛。石灰石采用气力输送，石灰石给料口设在回料器回料腿上，可提高石灰石的利用率。

每台炉设置有两个床下点火风道，分别从炉膛两侧进入风室。每个床下点火风道配有两个油燃烧器，能高效地加热一次流化风，进而加热床料。另外，炉膛下部还设有床上油枪，用于锅炉启动点火和低负荷稳燃。滚筒式冷渣器布置在炉后。

三台旋风分离器布置在炉膛后墙的钢架内，在旋风分离器下各布置一台回料器。由旋风分离器分离下来的物料经回料腿直接返回炉膛。

锅炉通过两级喷水减温控制过热器汽温和主汽温度。再热器汽温通过尾部烟气调节挡板控制高温再热器出口汽温，同时设有减温器用于辅助调温手段。

汽冷包墙包覆的尾部烟道内前烟道布置的是低温再热器，后烟道布置的是低温过热器。省煤器布置在前后烟道合并后的竖井区域。

国产 350MW 超临界循环流化床锅炉结构图如图 6-14 所示。

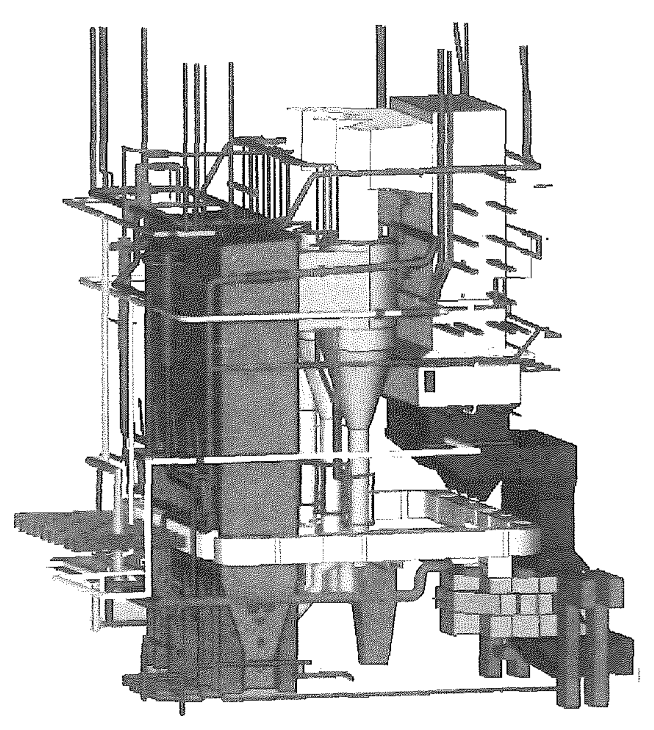


图 6-14　国产 350MW 超临界循环流化床锅炉结构图

（四）国产 600MW 超临界循环流化床锅炉

国内某 600MW 超临界循环流化床锅炉项目，其锅炉为超临界直流炉，单炉膛、H 形布置、平衡通风、一次中间再热、循环流化床燃烧方式，采用外置式换热器调节床温及再热蒸汽温度，采用汽冷式旋风分离器进行气固分离。锅炉整体呈左右对称布置，支吊在锅炉钢架上。锅炉主要性能参数如下：

锅炉型号：DG1900/25.4；

锅炉最大连续蒸发量：1900t/h；

过热器出口蒸汽表压力：25.4MPa；

过热器出口蒸汽温度：571℃；

再热器出口蒸汽温度：569℃；

再热器出口蒸汽表压力：4.513MPa；

再热器入口蒸汽温度：323℃；

再热器入口蒸汽表压力：4.728MPa；

再热器出口蒸汽流量：356.114t/h；

省煤器进口给水温度：287℃。

锅炉由三部分组成：第一部分布置有主循环回路，包括炉膛、冷却式旋风分离器、回料器以及外置式换热器、冷渣器和二次风系统等；第二部分布置尾部烟道，包括低温过热器、低温再热器和省煤器；第三部分为单独布置的两台四分仓回转式空气预热器。

锅炉的循环系统由启动分离器、储水箱、疏水扩容器、启动循环泵、水位控制阀及疏水泵等组成。在负荷不小于 30%THA 后，直流运行，一次上升，启动分离器入口具有一定的过热度。为避免炉膛内高浓度灰的磨损，水冷壁采用全焊接的垂直上升膜式管屏，炉膛采用光管（部分区域采用内螺纹管）。炉膛内还布置有 16 片屏过热器管屏，管屏采用膜式壁结构，垂直布置，在屏式过热器下部转弯段及穿墙处的受热面管子上均敷设有耐磨材料，防止受热面管子的磨损。

下炉膛一分为二，布置两个布风板，布风板之下为由水冷壁管弯制围成的水冷风室。燃料从布置在六个回料器上及六个外置式换热器返料管的给煤口送入炉膛。石灰石采用气力输送，六个石灰石给料口布置在回料腿上。

每台炉设置有两个床下点火风道，分别从分体炉膛的一侧进入风室。每个床下点火风道配有四个油燃烧器，能高效地加热一次流化风，进而加热床料。另外，在炉膛下部还设置有床上助燃油枪，用于锅炉启动点火和低负荷稳燃。六台滚筒式冷渣器被分为两组布置在炉膛两侧。

六台冷却式旋风分离器布置在炉膛两侧的钢架副跨内，在旋风分离器下各布置一台回料器。由旋风分离器分离下来的物料一部分经回料器直接返回炉膛，另一部分则经过布置在炉膛两侧的外置换热器后再返回炉膛。外置式换热器内布置有受热面，靠炉前的两

个外置床中布置的是高温再热器（HTR），通过控制其间的固体粒子流量来控制再热蒸汽的出口温度；中间的两个外置床中布置的是中间过热器 2（ITS2），作为喷水减温的辅助手段，可以通过控制其间的固体粒子流量来控制中间过热器 2 出口汽温；靠炉后的两个外置床中布置的是中间过热器 1（ITS1），通过控制其间的固体粒子流量来调节床温。

汽冷包墙包覆的尾部烟道内从上到下依次布置有低温过热器、低温再热器和省煤器。

空气预热器采用两台四分仓回转式空气预热器。

国产 600MW 等级超临界循环流化床锅炉结构图如图 6-15 所示。

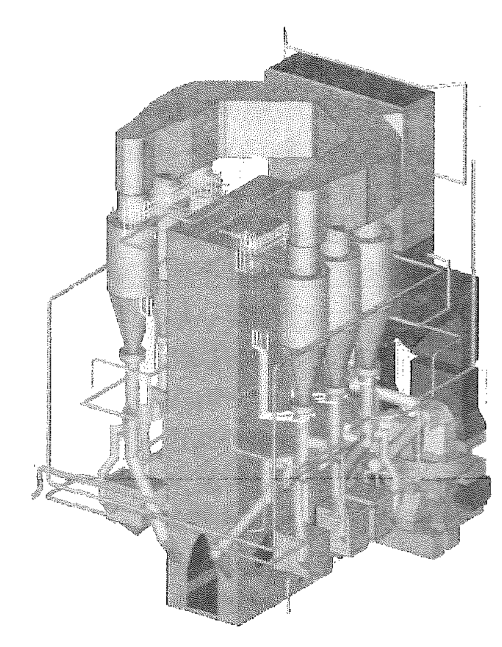


图 6-15　国产 600MW 等级超临界循环流化床锅炉结构图

第三节　循环流化床锅炉汽水系统

循环流化床锅炉汽水系统主要功能为吸收燃料燃烧放出的热量，加热并使水蒸发成为规定压力和温度的过热蒸汽。汽水系统由汽包（超临界锅炉无汽包）、水冷壁、过热器、再热器、省煤器及联箱等组成。大型循环流化床锅炉过热器和再热器的布置方式较多。

一、循环流化床锅炉过热器和再热器的布置与调温方式

当循环流化床锅炉不带外置式换热器时，过热器和再热器是以对流过热器/再热器和屏式过热器/再热器两种方式布置的，其中对流过热器/再热器布置在尾部烟道中，屏式过热器/再热器布置在炉膛内，其传热方式为烟气对流式和炉内辐射式相结合的方式。以过热器为例，在辐射式过热器中，蒸汽温升与蒸汽流量有关。由于循环流化床锅炉炉膛温度随负荷的升高或降低基本保持不变，则辐射式吸热器的吸热量基本不变，随着锅炉负荷降低，蒸汽流量将下降，引起蒸汽温度上升；而对流式过热器的传热取决于流经过热器的烟气速度和烟气温度，当锅炉负荷下降时烟气速度和烟气温度同时降低，对流式过热器的吸热量大幅度降低，即使此时蒸汽流量下降，蒸汽温度仍然降低。同时布置对流式过热器和辐射式过热器的目的是在两者之间寻找一个升温和降温的平衡点，以使锅炉在较宽的负荷范围内能够维持额定的蒸汽温度。

除了采用辐射和对流过热器/再热器相结合的布置方案能够得到较为平均的蒸汽温度特性外，在运行中还需要采取必要的手段对蒸汽温度进行调节，同时保护过热器及再热器安全。常用的调温方式有烟气侧和蒸汽侧调温。烟气侧调温主要采用烟气挡板调节流经过热器/再热器的烟气量；采用烟气再循环调节进入尾部烟道的烟温及烟气量；通过调整燃烧工况改变烟气量和烟温等措施调节过热器/再热器出口蒸汽温度，由于烟气侧调温比较滞后，故用于过热/再热汽温粗调；蒸汽侧调温主要采用表面式减温器和喷水减温器两种调节方式，300MW 循环流化床锅炉通常采用喷水减温器用于过热/再热汽温微调或事故喷水减温。

二、阿尔斯通（ALSTOM）公司 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统

该型 300MW 亚临界循环流化床锅炉设置外置式流化床换热器。过热器采用三级布置，其中低温过热器及中温过热器布置在外置床中，高温过热器布置在尾部对流烟道中。过热器系统采用喷水减温作为汽温调节和保护各级过热器的手段，共设有三级喷水减温器。再热器分为低温再热器和高温再热器，低温再热器布置在尾部对流烟道中，高温再热器布置在外置床中。再热汽温是通过调节进入外置床的循环灰量来控制的，另外在低温再热器入口设有事故喷水减温装置。

如图 6-16 所示，ALSTOM 引进型 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统流程可简述为：汽包出口饱和蒸汽→包墙过热器→外置床低温过热器→一级减温器→外置床一级中温过热器→二级减温器→外置床二级中温过热器→三级减温器→高温过热器，高温过热器产生的过热蒸汽进入汽轮机高压缸；从汽轮机高压缸排出的再热蒸汽经事故喷水减温器→低温再热器→外置床高温再热器，高温再热器产生的再热蒸汽进入汽轮机中压缸。

由于该型 300MW 亚临界循环流化床锅炉结构的特殊性，需要设置紧急补给水系统以保证紧急停炉后锅炉及系统能够安全停运，这样增加了系统及运行方式的复杂性。

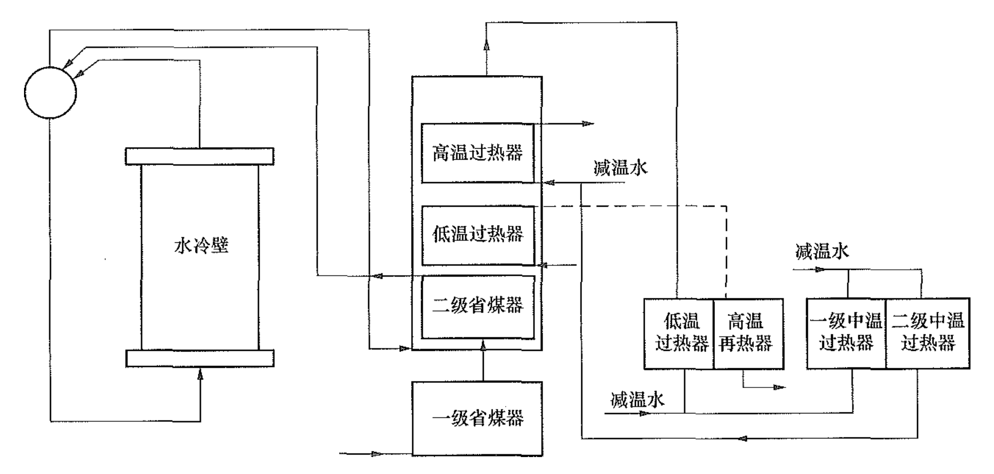


图 6-16　阿尔斯通公司 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

该型循环流化床锅炉采用尾部单烟道结构，尾部对流烟道中布置有高温过热器、低温再热器、二级省煤器及一级省煤器。过热汽温通过三级喷水减温调节，再热汽温通过布置有高温再热器的两个外置床换热器调节，同时还在冷段再热器入口设有事故喷水的方式调节汽温。

三、福斯特惠勒公司 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统

该型 300MW 循环流化床锅炉采用喷水减温方式调节过热汽温，再热汽温则通过双烟道烟气挡板调节并设有事故喷水减温，并将再热器全部布置在尾部竖井中通过旁路调节再热汽温。

如图 6-17 所示，该型 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统流程可简述为：汽包出口饱和蒸汽经屏式过热器和高温过热器后，产生的过热蒸汽进入汽轮机高压缸，过热汽温采用喷水减温调节；从汽轮机高压缸排出的再热蒸汽经低温再热器和高温再热器后，产生的再热蒸汽进入汽轮机中压缸，再热汽温采用旁路调温方式。

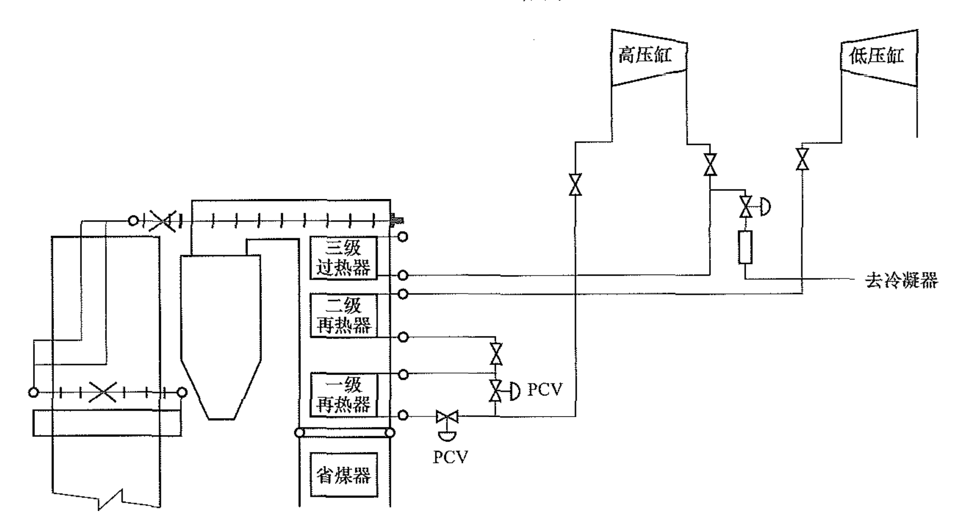


图 6-17　福斯特惠勒公司 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

该型循环流化床锅炉采用尾部单烟道结构，布置有二级再热器、一级再热器及三级过热器。与其他再热蒸汽温度调节方式如挡板调温不同，采用旁路调温方式，具有快速响应负荷变化，系统简单，成本低，易于维护的特点。

四、东锅 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统

东锅 300MW 亚临界循环流化床锅炉采用喷水减温方式调节过热汽温，再热汽温则通过双烟道烟气挡板调节并设有事故喷水减温，并将再热器全部布置在尾部竖井中通过旁路调节再热汽温。

东锅 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统如图 6-18 所示，汽水系统流程可简述为：汽包出口饱和蒸汽经分离器入口烟道→分离器→后竖井侧包墙→后竖井前/后包墙→后竖井中隔墙→低温过热器→一级减温器→屏式过热器→二级减温器→高温过热器后产生的过热蒸汽进入汽轮机高压缸。过热蒸汽采用二级喷水减温调节汽温。

从汽轮机高压缸排出的再热蒸汽经事故减温器→

低温再热器→微量喷水减温器→高温屏式再热器后进入汽轮机中压缸。再热器蒸汽采用尾部双烟道挡板调温为主，微量喷水减温为辅，另设有事故喷水的方式调节汽温。

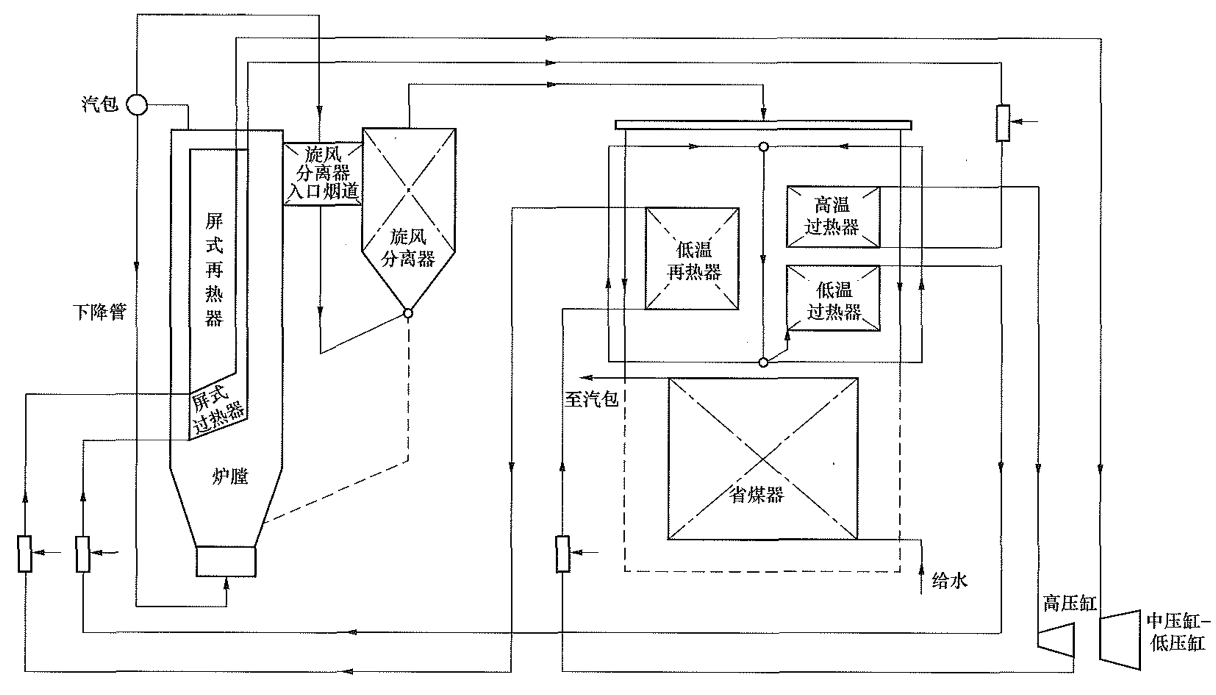


图 6-18　东锅自主型 300MW 亚临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

五、国产 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统

1. 东锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统

锅炉给水首先进入位于尾部烟道下部的低温级省煤器入口集箱，水流经高低温级省煤器受热面吸热后，由省煤器出口集箱单端引出，经连接管进入水冷壁和水冷隔墙入口集箱，在炉膛吸热后进入水冷壁出口集箱汇集，然后通过连接管引入汽水分离器进行汽水分离。锅炉启动处于循环运行方式时，饱和蒸汽流经汽水分离器后进入旋风分离器进口烟道，疏水进入储水罐。储水罐水则通过储水罐水位调节阀流至疏水扩容器，储水罐的水位通过储水罐水位调节阀来控制。

过热蒸汽流程为：旋风分离器入口烟道→旋风分离器→后竖井包墙→低温过热器，然后通过一级减温器接入到炉膛内的中温过热器中继续吸热，从中温过热器出来的蒸汽经过二级减温器后流到炉膛内的高温过热器中加热，合格的过热蒸汽由高温过热器出口集箱引出到汽轮机。

过热蒸汽温度是由水/煤比和二级喷水减温来控制。水/煤比的控制温度取自设置在高温过热器上的三个温度测点，通过三取中进行控制。过热蒸汽喷水减温器共布置有两级：第一级在低温过热器和中温过热器之间，用于控制低温过热器出口和中温过热器入口温差；第二级在中温过热器和高温过热器之间，用于控制高温过热器出口温度。过热器系统喷水来自省煤器出口。

从汽轮机高压缸抽取的再热蒸汽通过连接管进入布置在尾部前烟道内的低温再热器入口集箱，经低温再热器加热后，再由连接管引入高温再热器，经高温再热器加热后合格的再热蒸汽由高温再热器出口集箱引回汽轮机。

再热器出口蒸汽温度主要通过调节尾部竖井的烟气调节挡板进行控制，再热器系统布置有减温器作为事故状态下的调节手段，再热器系统减温水来自给水泵中间抽头。

东锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图如图 6-19 所示。

2. 哈锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统

锅炉给水直接送入尾部对流烟道内的省煤器内，经省煤器预热后送入水冷壁下部入口集箱，在水冷壁系统中加热成过热蒸汽后送入 3 个汽水分离器内，然后引入过热系统中。

从分离器出来的过热蒸汽首先引入汽冷分离器，然后经连接管引入到尾部对流烟道的包墙过热器，然后经连接管引入到尾部低温过热器，从低温过热器出来的过热蒸汽进入中温过热器，最后引入到炉膛内的屏式高温过热器，在高温过热器内加热到额定温度后引出锅炉，进入汽轮机高压缸。在低温过热器与中温过热器之间，中温过热器与高温过热器之间分别布置有减温器，减温器共两组，减温器的水来自省煤器出口。

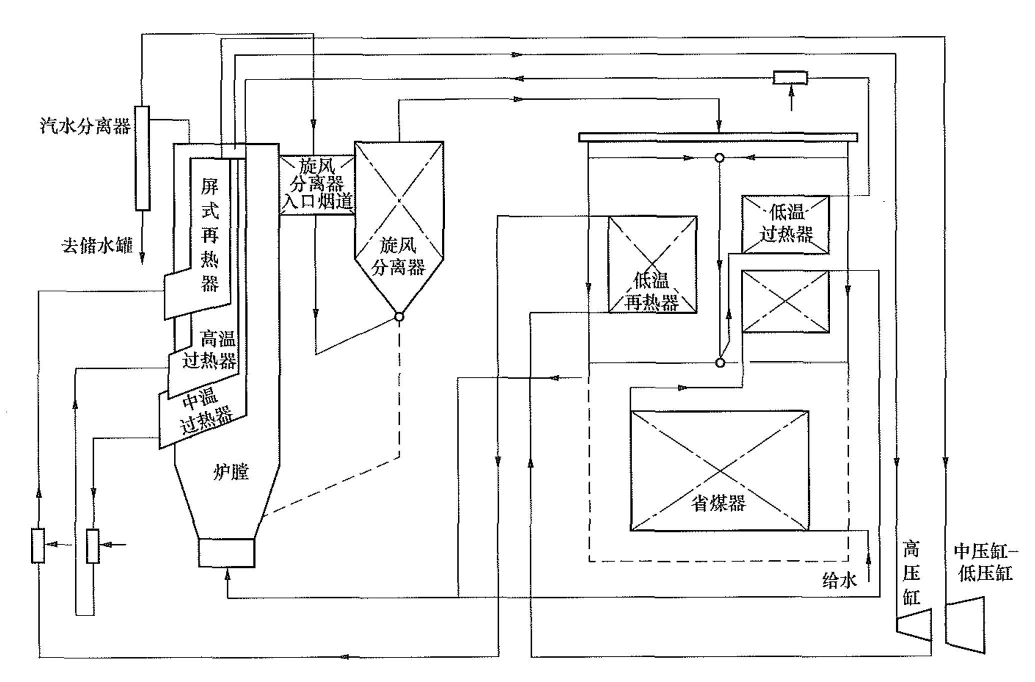


图 6-19 东锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

再热蒸汽系统分两级布置，高温再热器布置在炉膛内，低温再热器布置在尾部竖井前烟道，再热汽温采用尾部烟道挡板调温，为了保证锅炉的安全稳定运行，在低温再热器和高温再热器之间设有事故喷水减温器。

哈锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图如图 6-20 所示。

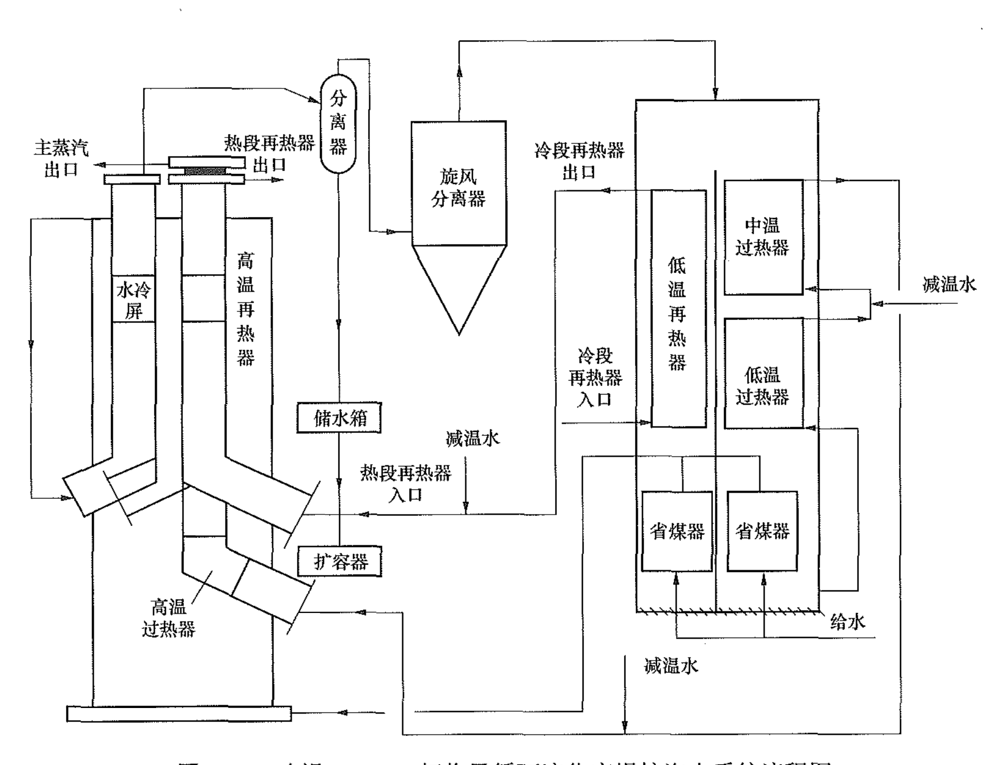


图 6-20 哈锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

3. 上锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统

锅炉给水首先从锅炉左侧进入一级省煤器进口集箱，逆流向上经过一组水平布置的省煤器管组，经加热后进入二级省煤器管组，再汇集到省煤器出口集箱，然后再通过连接管道引出进入到水冷壁下集箱。经过水冷壁加热后，通过管道从水冷壁左右侧墙上集箱、水冷壁后墙上集箱引入到水冷屏中间过渡集箱，然后再引入到水冷屏进口集箱，继续通过布置在炉膛中间的水冷屏吸热，然后通过水冷屏出口集箱采用引入管道进入启动分离器。

饱和蒸汽从启动分离器引出后，由连接管分别引入 3 个汽冷式旋风分离器，经汽冷式旋风分离器管子

吸热后，通过引出管引入尾部烟道左右侧墙包覆过热器上集箱，然后在包覆过热器中进行加热后流入低温过热器进口集箱。蒸汽依次流经低温过热器蛇形管圈、低温过热器出口集箱，经一级减温器后连接管将蒸汽引至中温屏式过热器进口集箱、受热面和出口集箱，受热后的蒸汽依次流经二级减温器、高温屏式过热器进口集箱、受热面和出口集箱，然后从高温屏式过热器出口集箱两侧引出，在炉前进行汇总后，最终引入汽轮机高压缸。

再热器两级布置，低温再热器均布置在后烟井前烟道内，高温屏式再热器均布置在上部炉膛内。汽轮机高压缸排汽通过管道依次进入低温再热器进口集箱、低温再热器、低温再热器出口集箱、喷水减温器、高温屏式再热器进口集箱、高温屏式再热器、高温屏式再热器出口集箱，最后引至汽轮机中压缸。在低温再热器与高温屏式再热器连接管道上设有事故喷水装置，当低温再热器出口蒸汽温度高于设计值时，投入事故喷水装置，将再热汽温降至设计值后进入高温屏式再热器，以保证再热器的安全运行。再热蒸汽温度调节采用后烟井出口的烟气调温挡板，以控制再热蒸汽出口温度。

上锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图如图 6-21 所示。

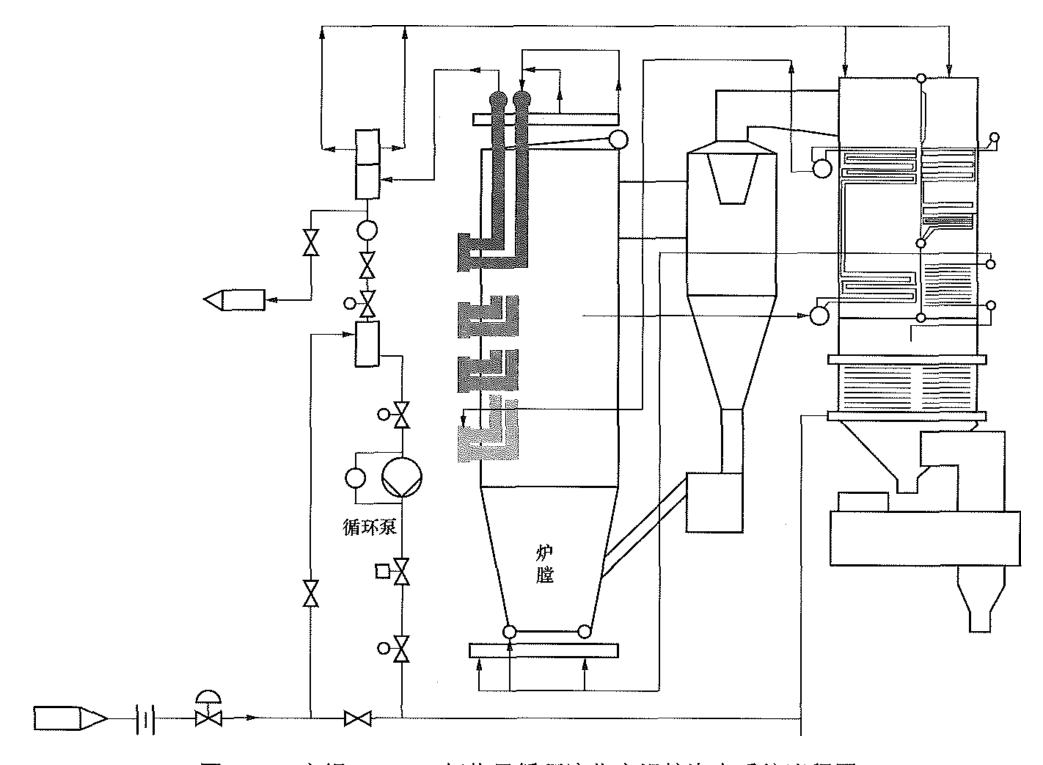


图 6-21 上锅 350MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

六、国产 600MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统

锅炉给水首先进入位于尾部烟道下部的省煤器入口集箱，水流经省煤器受热面吸热后，由省煤器出口集箱右端引出，经连接管进入水冷壁入口集箱，经水冷壁管后进入水冷壁出口集箱汇集，然后通过连接管引入汽水分离器进行汽水分离，锅炉循环运行时从汽水分离器分离出来的水进入储水罐后排往凝汽器。

汽水分离器分离出来的饱和蒸汽依次经过以下受热面：旋风分离器入口烟道→旋风分离器→后竖井包墙→吊挂管→低温过热器，然后通过蒸汽连接管引入布置在外置式换热器中的中温过热器 1（ITS1）和中温过热器 2（ITS2），最后由连接管引入布置在炉膛中的高温过热器，合格的过热蒸汽由高温过热器出口集箱引出到汽轮机。锅炉进入直流运行时全部工质均通过汽水分离器进入旋风分离器入口烟道。

过热蒸汽温度是由水/煤比和三级喷水减温来控制。水/煤比的控制温度取自设置在高温过热器上的三个温度测点，通过三取中进行控制。过热蒸汽喷水减温器共布置有三级：第一级在低温过热器（LTS）和第一级中间过热器（ITS1）之间，用于控制 LTS 出口和 ITS1 入口温差；第二级在第一级中间过热器（ITS1）和第二级中间过热器（ITS2）之间，用于控制 ITS2 出口温度；第三级在第二级中间过热器（ITS2）和高温过热器（HTS）之间，用于控制 HTS 出口温度。过热器系统喷水来自省煤器出口。

从汽轮机高压缸抽取的再热蒸汽通过连接管进入布置在尾部烟道内的低温再热器入口集箱，然后由连接管引入布置在外置换热器中的高温再热器（HTR），经高温再热器加热后合格的再热蒸汽由高温再热器出

口集箱引回汽轮机。

再热蒸汽的调温主要通过调节流经外置换热器的灰量，在低温再热器出口管道上布置再热器微调喷水减温器作为事故状态下的调节手段。

国产 600MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图如图 6-22 所示。

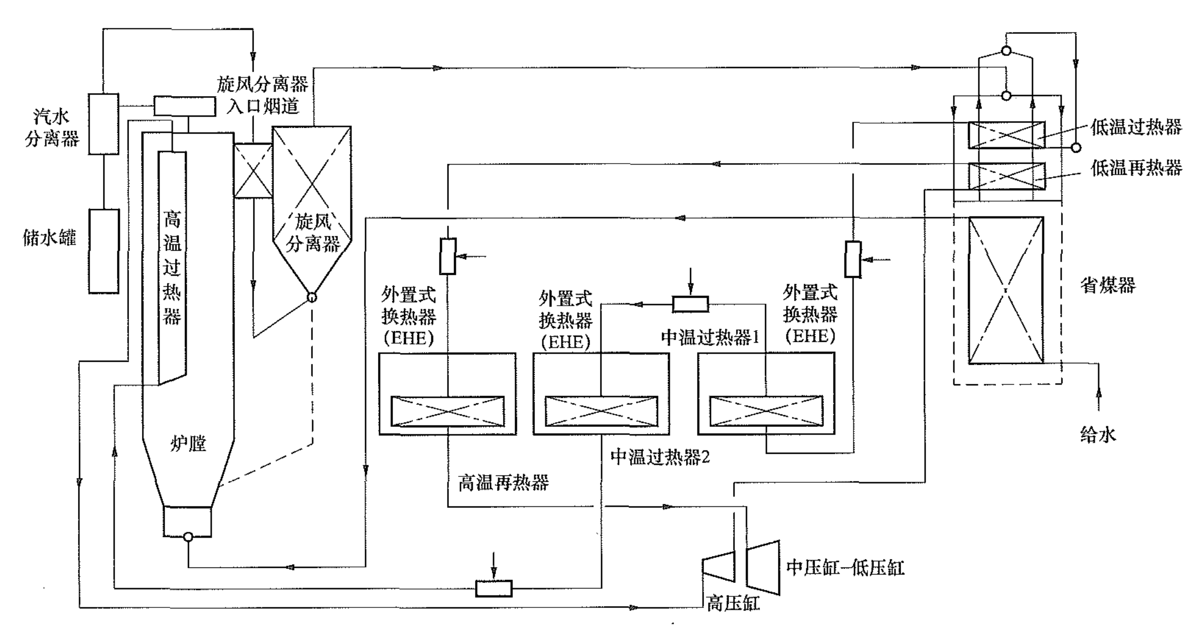


图 6-22　国产 600MW 超临界循环流化床锅炉汽水系统流程图

第四节　主要技术规范

锅炉招标文件应提出以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

下文性能保证值空白处由锅炉制造厂填写：

（1）在下述工况条件下，锅炉最大连续蒸发量（BMCR）为_____t/h。

1）燃用锅炉技术协议给定的煤种（设计和校核煤种），入炉煤的粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石，石灰石入炉粒度满足设计要求。

3）额定给水温度。

4）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

5）蒸汽品质合格。

6）二氧化硫及氮氧化物排放符合要求。

7）锅炉减温水量在设计范围内。

（2）过热器出口蒸汽温度保持在 541℃±5℃（亚临界机组）/571℃+3℃和 571℃–5℃（超临界机组）之间，再热蒸汽温度保持在 541℃±5℃（亚临界机组）/569℃+3℃和 569℃–5℃（超临界机组）之间，

定压：在 60%的（BMCR）～100%的（BMCR）的范围内。

滑压：在 50%的（BMCR）～100%的（BMCR）的范围内。

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤的粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石，石灰石入炉粒度满足设计要求。

3）蒸汽品质合格。

4）锅炉减温水量在设计范围内。

5）设计给水温度；过热器、再热器各部位均无超温现象。

（3）在下述工况条件下，锅炉保证热效率不低于_____%（按低位发热量，排渣温度取冷渣器进口）。

1）锅炉在稳定状态下，带额定负荷（BRL），汽水参数、汽水品质合格。

2）燃用设计煤种和设计石灰石；燃煤粒度和石灰石粒度满足设计要求。

3）关闭所有的疏水、排污，停止吹灰。

4）年平均相对湿度为_____%，室外温度为_____℃，大气压力为_____hPa，空气预热器入口的温度为_____℃。

5）锅炉排渣口能正常连续排渣。

6）锅炉脱硫效率为_____%，同时 SO_2、NO_x 的排放达到保证值，Ca/S 满足设计值。

7）供方提供全套锅炉性能试验修正曲线。

8）过量空气系数为设计值。

9）锅炉和所有配套设备的运行维护严格按照供方提供的运行保养说明进行。

10）锅炉和空气预热器必须经有效吹灰，受热面保持清洁。

11）锅炉给水品质达到技术协议要求。

12）测试前，锅炉在稳定负荷下运行足够的时间，以减小压力和温度等运行参数的波动。锅炉在测试期间必须保持稳定运行工况。性能测试时间不小于4h。

13）锅炉热效率计算按GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》或ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes)》。

14）按锅炉制造厂提出的效率修正曲线。

（4）下述工况条件下，不投油最低稳燃负荷不大于30%BMCR，要求不投油稳燃试验至少经过4h的验收试验。

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石，石灰石粒度满足设计要求。

3）锅炉SO_2和NO_x的排放达到保证值。

4）负荷逐渐下降。

（5）在下述工况条件下，SO_2排放浓度不大于____mg/m³（标准状态，O_2=6%），脱硫效率不小于____%。

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石，石灰石粒度满足设计要求。

3）石灰石系统运行稳定。

4）Ca/S为设计值。

5）锅炉在额定负荷下，SO_2排放测量考核时段内其排放量的最大幅值不大于________mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

（6）在下述工况条件下，NO_x排放浓度不大于____mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤粒度满足设计要求。

2）锅炉在额定负荷下，NO_x排放的测量所需的考核时段内其排放最大幅值不大于________mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

（7）在下述工况条件下，Ca/S摩尔比不大于________（不计灰的自脱硫能力），石灰石消耗量不大于________t/h。

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石，石灰石粒度满足设计要求。

3）SO_2排放浓度不大于________mg/m³（标准状态，O_2=6%）。

4）BRL负荷。

（8）在下述工况条件下，省煤器进口到过热器出口压降不超过____MPa，再热器蒸汽侧压降不超过____MPa。

1）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

2）锅炉给水品质合格。

3）过热蒸汽、再热蒸汽参数合格。

4）煤和石灰石粒度在设计规定的范围内。

（9）在下述工况条件下，烟、风压降实际值与设计值的偏差不小于10%；一次风侧总压降保证值为____kPa，二次风侧总压降保证值为____kPa，烟气侧总压降保证值为____kPa。

1）燃用设计煤种。

2）投入设计石灰石。

3）BMCR工况。

4）过量空气系数保持设计值。

5）煤和石灰石粒度在设计规定的范围内。

（10）在下述工况条件下，任意两点床温偏差不大于50℃：

1）燃用设计煤种或校核煤种，入炉煤粒度满足设计要求。

2）投入石灰石或不投石灰石，石灰石粒度满足设计要求。

3）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

4）BMCR工况下，锅炉运行稳定。

5）所有冷渣器均正常运行。

（11）可用率应不小于92%，其计算方法如下：

$$可用率=\frac{8760-等效强制停运时间-年计划维护时间}{8760}\times100\%$$

其中，等效强制运行时间：

仅是由于供方设备问题，造成机组不能满负荷运行的状况，其减少负荷的计算如下：

如果循环流化床锅炉强制运行在75%的负荷下的时间为1天，则等效强制停运时间计算为：（24–75%×24）=6h。年计划维护时间：

在可用率试验期间，锅炉的年计划维护时间不能大于18天。非合同设备的年计划维护时间不能计算在锅炉的年计划维护时间内，并被视为锅炉处于满负荷运行。

供方将提前两星期通知需方锅炉的年计划维护时间。

需方将提前两星期通知供方合同设备的年计划维护时间。

可用率的考核应遵循以下原则：

1）可用率试验周期。在质保期内，由供方任选一个时间作为可用率试验周期的开始时间。在试验开始后，可用率保证在连续的12个月内完成。在试验开始前，允许对锅炉内部进行一个短时间的检查。

2）强制停运。由于供方设备（不包括DCS系统）

的原因，造成部件故障使循环流化床锅炉停运，强停时间在锅炉停运时开始记数直到锅炉重新运行时结束。

3）强制停运时间。在强制停运期所经历时间的总和。

4）超出供方供货范围外或非供方责任造成的强制停运，将不考虑在强制停运时间内。

（12）在下述工况条件下，空气预热器的漏风率：投运一年内不高于____%；投运一年后不高于____%。

1）燃用设计煤种或校核煤种；粒度满足设计要求。

2）投入设计石灰石；粒度满足设计要求。

3）锅炉 BMCR 工况。

4）空气预热器的验收测试按 ASME PTC4.3。

5）一、二次风比、风压满足设计要求。

6）过量空气系数满足设计要求。

二、技术规范要点

下文技术规范要点中的空白处由锅炉制造厂填写。

（1）锅炉负荷适应性强，具有 RB 功能，能承受50%额定负荷突然变化并保持稳定运行，同时机组在100%负荷的突然变化情况下，能保证锅炉安全。

（2）锅炉变压运行，采用定–滑–定或定–滑运行方式。在以定–滑–定方式运行时，变压运行的范围按30%～90%BMCR，定压运行的范围按0%～30%BMCR 和 90%～100%BMCR。滑压拐点最终与汽轮机一起优化确定。供方提供不同运行方式下的热态、温态、冷态启动特性曲线，停炉曲线和压力–负荷曲线，最终与需方的汽轮机压力–负荷曲线相匹配。供方应提出压力-负荷曲线。

（3）锅炉能适应设计煤种和校核煤种。锅炉机组在 BMCR 负荷下能长期安全稳定运行，所有辅机和附属系统以及控制、保护设备系统均能正常投运。

（4）减少污染物排放，锅炉设计在各种燃烧工况或负荷下燃用设计煤种和校核煤种，投入设计石灰石粉并向炉内喷氨（仅对于采用 SNCR 的工程），在 6%含氧量的干烟气状态下，锅炉 BMCR 工况的 NO_x 排放浓度不应高于____ mg/m^3（标准状态，$O_2=6\%$），SO_2 排放浓度暂按不高于____ mg/m^3（标准状态，$O_2=6\%$，不计二级脱硫），锅炉 SO_2 排放浓度可通过调整 Ca/S 来进一步降低，炉内脱硫效率为____ %，对应的 Ca/S 为____。加装 SNCR 烟气脱硝系统后，供方应提出烟气脱硝装置对锅炉效率、锅炉设计、制造和运行的影响分析以及锅炉应采取的防堵、防腐等处理措施。

（5）锅炉设备要充分考虑所燃煤种以及生成灰粒的物理特性等的特点。燃烧室内受热面，特别是其焊口附近和与耐火层交接部位，尾部受热面悬吊管和尾部受热面的面对烟气侧，靠近管卡和可能造成烟速不均匀部位充分采取防止磨损的措施。针对灰分大，磨损性强的煤质，供方提供所采用防磨措施的专题说明。

（6）供方将适当设计烟气零压位置，防止锅炉泄漏，并特别注意各人孔门、看火孔、热控测点、烟气取样和烟气成分分析测点的严密性。烟气零压点位于炉膛出口。

（7）锅炉启动时，允许再热器干烧。

（8）在全部高压加热器停运时，锅炉蒸汽参数应保持在额定值，蒸发量满足汽轮发电机组带额定功率（TRL）的需要，此时各受热面不允许超温。

（9）锅炉在燃用设计煤种时，锅炉不投油最低稳燃负荷不应大于 30 %BMCR，炉内流化充分且不结焦，并在最低稳燃负荷及以上范围内满足自动化投入率100% 的要求。锅炉的最低稳燃负荷按 GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》中的相关要求，能达到至少 4h 的验收试验。

（10）锅炉底渣含碳量小于____%，飞灰含碳量小于____%。

（11）锅炉具有良好的煤质变化适应能力，当锅炉实际燃用煤质偏离给定的设计和校核煤质，差值在表 6-5 范围内时，锅炉应能在 BMCR 负荷下安全稳定运行，并达到额定参数。

表 6-5 煤质特性偏离表

V_{daf}	A_{ar}	M_{ar}	$Q_{net,ar}$	DT

注 除 $Q_{net,ar}$ 为相对偏差外，其余均为绝对偏差。

（12）对于燃用煤质的含硫量较高的工程，供方在锅炉设计制造时应采取必要的措施解决煤种变化带来的受热面腐蚀问题，保证锅炉各受热面工作良好。

（13）锅炉负荷变化率能达到下述要求：

1）在 50%～100%BMCR 时，每分钟不小于 5% BMCR（定压）。

2）在 50%～100%BMCR 时，每分钟不小于 3% BMCR（滑压）。

3）在 50%BMCR 以下时，每分钟不小于 2% BMCR。

供方提供不同运行方式下的热态、温态、冷态启动特性曲线，停炉曲线和压力–负荷曲线，最终与需方的汽轮机压力–负荷曲线相匹配。

允许的阶跃式变负荷，在 50%BMCR 负荷以下时为 5%BMCR，在 50%BMCR 负荷以上时为 10%BMCR。

（14）在下述范围内运行时，过热器出口汽温和再热器出口汽温保持稳定在额定值，偏差：上限不超

过+5℃，下限不超过-5℃（亚临界机组）；上限不超过+3℃，下限不超过-5℃（超临界机组）。

定压运行：在60%（BMCR）～100%（BMCR）的范围内；滑压运行：在50%（BMCR）～100%（BMCR）的范围内。

（15）锅炉燃烧室的承压能力应满足：

锅炉的设计满足NFPA标准的要求。锅炉燃烧室（包括炉墙、刚性梁、炉顶密封及水冷壁连接件等）的密相区设计压力不小于+20.8kPa/-8.7kPa，锅炉燃烧室的上部二次风口区设计压力不小于±8.7kPa，水冷风室设计压力不小于+35.0kPa，-8.7kPa。当燃烧室突然灭火或一、二次风机全部跳闸，引风机出现瞬间最大抽力时，炉墙及支撑件不应产生永久变形，锅炉在运行中，炉墙及炉内悬吊受热面、中间隔墙水冷壁受热面完全不允许有晃动、异常振动和噪声，供方在锅炉设计制造时应充分采用使受热面不晃动的可靠措施。

（16）炉膛出口同一横截面烟道任意点间的烟气温度偏差不得超过50℃。锅炉床温偏差不超过50℃。

（17）过热器和再热器两侧出口的蒸汽温度偏差应分别小于5℃和10℃。

（18）在锅炉正常运行条件下，当环境温度低于或等于27℃时，锅炉炉墙、旋风分离器、外置换热器等热力设备及管道的保温表面温度不应超过50℃；当环境温度高于27℃时，上述保温表面温度允许比环境温度高25℃，但不得超过60℃，散热量不超过290W/m²。

（19）当给水品质满足指定条件，锅炉蒸汽品质应符合规定，亦符合本技术规范书指定的标准。

（20）锅炉汽水侧的阻力（从省煤器集箱入口至高温过热器出口集箱）不超过_____MPa（按BMCR工况计算）。

1）过热器蒸汽侧的压降不大于____ MPa（按BMCR工况计算）。

2）省煤器水侧的压降不大于___ MPa（按BMCR工况计算）。

3）水冷壁压降不大于___ MPa（按BMCR工况计算）。

（21）再热器蒸汽侧的压降不大于再热蒸汽系统压降的50%，且再热器蒸汽侧最大的压降不大于___ MPa（按BMCR工况计算）。

（22）锅炉的启动时间（从点火到机组带满负荷），与汽轮机相匹配，并满足以下要求：

1）冷态启动时间为：10～12h（包括汽轮机暖缸时间）。

2）温态启动时间为：5～6h。

3）热态启动时间为：1.5～2h。

4）极热态启动时间为：<1h。

且从锅炉点火至汽轮机冲转应满足以下要求：

1）冷态启动点火至汽轮机冲转为____min。

2）温态启动点火至汽轮机冲转为____min。

3）热态启动点火至汽轮机冲转为____min。

4）极热态启动点火至汽轮机冲转为____min。

（23）当每台炉设置两台空气预热器时，一台空气预热器停运时锅炉仍可带60%BMCR负荷并安全连续运行。

（24）锅炉两次大修间隔能达到5年，且每次检修时间不得超过60天；小修间隔能达到一年，且每次检修时间不得超过30天。过热器、再热器大修间隔能达到3年，小修间隔能达到1年；助燃燃烧器和风道燃烧器的检修周期达到5年；省煤器、空气预热器防磨设施的检修周期达到5年。

（25）喷水减温器的喷嘴使用寿命应大于100000h。

（26）锅炉各主要承压部件的使用寿命应大于30年，受烟气磨损的低温对流受热面的使用寿命应不低于100000h，空气预热器使用寿命达到100000h。空气预热器的冷段蓄热组件的使用寿命应不低于50000h。锅炉所有承压部件和主要承重件（如大板梁、吊杆等）所用的国产及进口钢材应符合相应的材料标准，材料性能符合使用条件的要求。所有承压部件，主要承重件的材料（包括管材、焊条等）均需有化学成分、机械性能和无损检验合格的证明书；必要时还有金相组织检验结果。锅炉钢结构的主要构件（立柱、横梁、垂直和水平支撑、大板梁、次梁等）的材料由供方保证，并在材料采购和检验过程中严格把关，采取措施确保钢材质量。

（27）锅炉在30年的寿命期间，允许的启停次数如下：

冷态启动（停机超过72h）允许启停次数不少于300次。

温态启动（停机10～72h内）允许启停次数不少于4000次。

热态启动（停机10h内）允许启停次数不少于3500次。

极热态启动（停机小于1h）允许启停次数不少于500次。

正常停机允许启停次数不少于4000次。

负荷阶跃（>10%额定功率/min）允许启停次数不少于12000次。

（28）供方提供锅炉冷态、温态、热态及极热态启动曲线。供方应提供不同状态下锅炉启动的寿命消耗率以及总寿命消耗率。锅炉在30年寿命期间允许启停次数总的寿命消耗不应大于75%。

（29）锅炉参数最终应与需方的汽轮机相匹配，供方与汽轮机的参数及容量的匹配进行协调，各项性能保证值不低于技术规范书的要求。

（30）锅炉风道燃烧器点火方式为：高能电火花-轻油，并配置智能型火检装置；床上配启动燃烧器。

（31）供方将与汽轮机供货商配合，以提出机组的联合启动曲线。

（32）烟、风压降实际值与设计值的偏差不大于10%。

（33）在锅炉 BMCR 稳定连续运行时，过热蒸汽减温喷水总量能控制在设计值的 50%～150%。

（34）对于超临界机组，锅炉的汽水系统为无铜系统。

（35）供方在锅炉设计时考虑有效的停炉保护措施和方法。

（36）供方提供受热面化学清洗方式。必须考虑化学清洗产生的电化学腐蚀效应对材料的影响。

（37）锅炉应装有必需的取样、监视、疏水点和放气点以及停炉时的放水点，且放水、放气点的选取要合理。

（38）汽水管道内介质流速符合以下规定。

1）过热蒸汽管道：40～60m/s。

2）热段再热蒸汽管道：50～65m/s。

3）冷段再热蒸汽管道：30～45m/s。

4）高压给水、减温水管道：2～6m/s。

（39）锅炉配供的过热蒸汽管道、再热蒸汽管道、主给水管道、减温水系统管道等，其接口管径、壁厚、材质最终与需方的接管保持一致（最终由需方确定，具体在设计联络会上确定），不一致时由供方提供过渡管段。

（40）锅炉任何一条给煤线路故障解列，该给煤口无煤加入时，锅炉能够在 BMCR 工况下长期安全运行。

（41）锅炉的水汽损失满足：锅炉排污损失不大于锅炉 BMCR 蒸发量的 0.5%（仅对亚临界机组）。

（42）最低直流负荷不应大于 30% BMCR（仅对超临界机组）。

第七章

燃油燃气锅炉

第一节　燃油燃气锅炉发展现状及特点

一、燃油燃气锅炉发展现状

燃油/燃气锅炉就是以燃料油（以下简称“燃油”）或可燃气体（以下简称“燃气”）作为燃料的锅炉。既可以燃油又可以燃气的锅炉称为燃油燃气锅炉，亦称双燃料锅炉，俗称油气炉。

燃油燃气锅炉是20世纪中期才出现的，到20世纪70末已取得很大发展，但在20世纪末，由于石油危机及油价的上涨，燃油电站基本退出中国电力市场。众所周知，基于我们国家富煤、少气、缺油的资源条件，中国的火力发电厂主要以燃煤为主。但在石油资源丰富但电力较紧缺的中东及委内瑞拉等地区，石油、原油以及经过炼制后的重油和渣油采用大型燃油锅炉直燃发电技术，还是有相当的经济性和市场的。国内制造厂对于大型燃油燃气锅炉的设计经验较为缺乏，近年来通过调研中东地区大型燃油燃气电厂的设计及运行状况，基于国内常规燃煤电厂的成熟设计经验，对大型燃油燃气锅炉及其辅助系统的设计特点进行了分析和研究，在海外建设了一批大型燃油燃气电站。

二、国内主要制造厂燃油燃气锅炉特点

1. 炉型特点及主要参数

国内锅炉制造厂东锅、哈锅和上锅的燃油燃气锅炉均采用亚临界参数、自然循环，一次再热，炉烟再循环方式调温，紧凑箱型结构汽包炉。

主要区别为哈锅和东锅的炉型通常采用平衡通风，而上锅通常采用微正压锅炉。在燃烧方式上，哈锅和上锅通常采用四角切圆直流燃烧方式，东锅采用前后墙对冲的旋流燃烧方式。

表7-1列举了近年来上述三个锅炉厂针对600MW等级燃油燃气锅炉的主要参数。

表7-1　　600MW等级燃油燃气锅炉主要参数对比

序号	项目	东锅	哈锅	上锅
1	设计燃料	重油/天然气	重油/天然气	原油、重油/天然气
2	燃料含硫量（%）	2.17	4.09	4.11
3	燃料低位发热量（MJ/kg）	40.42	40.40	40.80
4	锅炉蒸发量（t/h）	2080/1982	2136/2047	2054.9/2054.9
5	过热蒸汽表压力（MPa）	17.5	17.5	17.5
6	过热蒸汽温度（℃）	541	541	541
7	空气预热器进口空气温度（℃）	80.0/35	83.6/23	83.9/43.9
8	空气预热器出口空气温度（℃）	315/294	312.9/292	307.2/295
9	炉膛出口烟气温度（℃）	1360/1356	1060/1108	1301/1397
10	空气预热器出口烟气温度（℃）	162/141	168/119.5	161/134
11	保证效率（%）	93.35	93.0	92.77

续表

序号	项目	东锅	哈锅	上锅
12	燃料消耗量（t/h）	137.2/161.2	140.6/136	138.9/115.2
13	炉膛出口过量空气系数	1.08/1.05	1.07/1.05	1.05/1.05
14	炉膛宽度（m）	18.3642	17.0692	18.4404
15	炉膛深度（m）	14.0004	16.1782	15.7248
16	炉膛容积热负荷（kW/m^3）	174.3	162.8	177.36
17	炉膛截面热负荷（MW/m^2）	5.992	5.702	5.85
18	燃烧方式	前后墙对冲	四角切圆	四角切圆
19	燃烧器数量	6×6	4×9	4×8
20	单个油枪额定出力（t/h）	～4	4.135	～4.5
21	油枪入口油压（MPa）	1.2～1.5	1.37	1.2～1.5
22	雾化方式	蒸汽雾化	蒸汽雾化	蒸汽雾化
23	不投轻油最低稳燃负荷	20%BMCR	20%BMCR	25%BMCR

2. 东锅锅炉特点

东锅 600MW 等级的燃油气锅炉主要特点：亚临界参数、自然循环，一次中间再热，单炉膛平衡通风，前后墙对冲燃烧方式，炉烟再循环调温，全钢构架，全悬吊结构汽包锅炉。

锅炉的水循环系统由汽包、下降管、下水连接管、水冷壁上升管及汽水连接管组成。汽包中的饱和水经下降管和下水连接管引到水冷壁下集箱，再经水冷壁上升管和汽水引出管引入汽包。炉膛水冷壁采用全焊接的膜式管屏，在炉膛水冷壁的高热负荷区域采用了内螺纹管。

过热器及再热器受热面主要采用了对流型布置，这种布置方式可使烟气再循环对汽温调节的灵敏度高，保证锅炉在负荷变化范围内达到额定的蒸汽参数，并获得良好的汽温特性。过热器受热面由四部分组成，第一部分包括了顶棚、后竖井烟道侧壁及顶部和后壁包墙；第二部分是布置在尾部竖井内的水平低温过热器；第三部分是位于炉膛上部的屏式过热器；第四部分是位于炉膛出口的高温过热器；过热汽温调节采用二级喷水减温。再热器由位于后竖井烟道的低温再热器受热面及位于高温过热器上方的高温再热器组成。再热汽温主要通过烟气再循环调节。

锅炉布置两台二分仓回转式空气预热器，空气预热器拉出置于主柱后，搁置在运转层平台上。

省煤器布置在后竖井水平低温过热器的下方。水平低温过热器蛇形管及低温再热器蛇形管均通过省煤器吊挂管进行吊挂。

燃烧器采用了前后墙对冲分级燃烧技术。在炉膛前后墙各分三层布置低 NO_x 油气燃烧器，每层布置 6 只燃烧器，全炉共设有 36 只燃烧器，为降低锅炉 NO_x 排放在上层燃烧器上方还布置了一层燃尽风，前后墙各 6 只喷口。每只燃烧器均设有点火的天然气枪和轻油枪，用于启动和维持低负荷燃烧。36 只点火枪总输入热量相当于 15%BMCR 锅炉负荷。

3. 哈锅锅炉特点

哈锅 600MW 等级的燃油气锅炉主要特点：亚临界参数、自然循环、一次中间再热、单炉膛平衡通风、炉烟再循环调温、全钢构架的箱型布置汽包炉。设计燃料为重油、天然气。

采用接近正方形炉膛，可保证组织良好的切圆燃烧，上层燃烧器中心到屏底高度保证燃料充分燃尽，炉膛后水冷壁上部与水平面呈适当倾角，再垂直向上以形成折焰角并把上炉膛分隔成前、后两个分竖井以分别布置所有对流受热面。冷灰斗底部开口供引入再循环烟气。

采用直流式燃烧器四角切圆燃烧方式，重油枪雾化方式采用蒸汽雾化，一、二次风采用间隔布置，每根重油枪的上、下仓设有天然气喷嘴。燃烧器采用摆动式，作为再热汽温的辅助调节手段，特别是在低负荷燃用天然气时燃烧器将下摆以防止超温，可以增加汽温调节的灵活性，采用先进的低 NO_x 分级燃烧技术，在保证高效充分燃尽的同时，实现较低的污染物排放。

采用带内螺纹管自然循环方式，自然循环方式可以保证启动和低负荷时不会发生停滞、倒流、多值性等流动不稳定现象，而下炉膛冷灰斗拐点以上采用内螺纹管能更有效地防止产生膜态沸腾。

过热器采用四级布置，在后竖井中布置了二级低温过热器、在前竖井中沿烟气流向依次布置了屏式过热器、末级过热器和一级低温过热器。具体流程如下：由汽包引出的饱和蒸汽→顶棚管→后竖井后包墙→后竖井水平低温过热器→后竖井立式低温过热器→一级减温器→前竖井立式低温过热器→前竖井水平低温过热器→二级减温器→前竖井吊挂管→屏式过热器→末级过热器。由于采用箱式炉型，所有对流受热面均为可疏水式的水平布置，缩短了锅炉启动和停炉时间。调温方式：二级四点喷水，减温器采用笛形管结构，第一级喷水作为粗调用，第二级喷水作为细调用。

再热器采用二级布置，在前竖井中布置了末级再热器、在后竖井中布置了低温再热器、汽轮机高压缸来的排汽经冷再热管道进入低温再热器，经连接管送往末级再热器、在两级再热器之间的两根连接管上装有两只再热器中间减温器，在低温再热器入口的冷再热导管上还装有两只再热器入口事故用喷水减温器。

调温方式：采用烟气再循环作为再热汽温的主要调节手段，而以再热器中间喷水作为辅助调节、再热汽温调节范围为60%～100%BMCR，烟气再循环的烟气来自省煤器出口，经两只离心式烟气再循环风机增压后送入炉膛冷灰斗，实现烟气再循环。本方案设计中两级再热器之间的连接管上均装有喷水减温器作为再热汽温的辅助调节手段，减温器采用机械雾化喷嘴。

各级过热器、再热器之间采用大直径连接管相连接，对蒸汽能起到良好的混合作用，以消除偏差。

采用两台二分仓回转式空气预热器，除采用较高的排烟温度并用暖风器提高入口风温，使预热器冷段入口壁温高于102～113℃（按CE空气预热器公司标准）外，空气预热器冷段传热元件采用涂搪瓷结构，热段传热元件采用Corten合金钢。

每台炉设置两台再循环风机，风机入口烟道引自省煤器出口烟道。风机入口烟道设置两道挡板门，风机出口烟道分两路，一路进炉底，一路进燃烧器，每路上均设置两道挡板门。为了保护烟气再循环风机，从空气预热器入口冷风管道引出密封风，分别进靠近烟气再循环风机进出口的两个挡板门之间。

锅炉的汽包、过热器出口及再热器进出口均装有直接作用的弹簧式安全阀。在过热器出口处装有两只动力控制阀（PCV）以减少安全阀的动作次数。

锅炉装有炉膛安全监控系统（FSSS），用于锅炉的启停、事故解列以及各种辅机的切投，其主要功能是炉膛火焰检测和灭火保护，对防止炉膛爆炸和“内爆”有重要意义。

4. 上锅锅炉特点

上锅600MW等级的燃油气锅炉主要特点：亚临界参数、自然循环、一次中间再热、单炉膛正压运行、炉烟再循环调温、全钢构架的箱型汽包炉。配用两台两分仓回转式空气预热器。锅炉能单独燃烧油（重油或原油）和天然气，并能够进行油（重油或原油）-气混烧。

锅炉上部分成前、后烟井。前烟井布置有屏式过热器、高温过热器、高温再热器、低温过热器（Ⅱ）。后烟井布置有低温过热器（Ⅰ）、低温再热器和省煤器。前、后烟井内的受热面均为水平布置，前后穿墙结构。前后烟井由后墙水冷壁沿折烟角延伸分隔而成。

炉前集箱包括有屏式过热器进、出口集箱、低温过热器（Ⅱ）出口集箱、末级过热器进、出口集箱、末级再热器进、出口集箱。锅炉采用四角切圆燃烧方式。八层重油燃烧器共32支油枪，重油雾化方式为蒸汽雾化。点火方式采用两级点火，点火燃料为天然气和轻油。每支油枪的上、下仓为天然气喷嘴。

锅炉本体配有16只弹簧安全阀和2只气动泄放阀，弹簧式安全阀分别布置在汽包、过热器出口管道、再热器冷段进口管道和再热器热段出口管道上。动力泄放阀装在过热器出口的主蒸汽管道上。

燃烧器的大风箱，分别布置在锅炉炉膛的左、右两侧上，大风箱的进口与预热器出口风道相连。

锅炉设置了膨胀中心，运行时整台锅炉以膨胀中心为原点进行膨胀，锅炉垂直方向上的膨胀零点设在炉顶大罩壳顶部，锅炉深度和宽度方向上的膨胀零点设在炉膛中心，沿锅炉高度方向设有三层导向装置，以控制锅炉受热面的膨胀方向和传递锅炉水平载荷。

在锅炉后烟井尾部，分两路烟道通入锅炉后部的空气预热器，经过空气预热器之后，导入烟囱。

空气系统是经左、右两台送风机升压之后，分别通过暖风器、空气预热器，再通入锅炉两侧大风箱，进入燃烧器，送至炉膛。

锅炉后烟井底部布置左右两侧烟气再循环系统，分别配有烟气再循环风机，风机进口调节挡板，出口关闭挡板等。每路烟气再循环系统分别布置配有关闭挡板的热密封风道。

扫描风系统一路由冷风道旁路引出，另一路由大气导入。经可以互相切换的两台风机，之后汇总通入燃烧器四个角，冷却探测火检。点火风系统由冷风道旁路引出，经风机增压后，引入燃烧器四个角，送至点火系统。密封风系统由冷风道旁路引出，分别通到锅炉看火孔、吹灰器等。

在炉膛出口左、右两侧均装有烟温探针，启动时用它来控制炉膛出口烟温。在炉膛左右侧配有炉膛火焰电视摄像装置，以便观察炉内燃烧情况。锅炉配备有汽包水位计及水位电视摄像装置，炉膛安全监督系统（FSSS）等安全保护装置。

三、燃油燃气锅炉设计关注点

1. 燃油锅炉高温腐蚀问题

高温腐蚀主要是指在过热器、再热器受热面上出现低熔点的钒化合物所引起的腐蚀。高温腐蚀是影响锅炉安全经济运行的重要因素，腐蚀区域一般在燃烧的高温区，通常水冷壁管向火侧的正面腐蚀最严重，管壁减薄也最大。高温腐蚀类型主要包括硫腐蚀、氯腐蚀和钒腐蚀，其中硫腐蚀又分为硫酸盐型高温腐蚀和硫化物型高温腐蚀。中东地区的大型燃油电厂普遍以价格低廉的原油、重油、渣油作为主燃料，油质成分中具有高硫分、高重金属/碱金属（Na、V）含量的特点，使得燃油锅炉具有严重的高温腐蚀隐患。研究表明锅炉材料随着温度的变化存在两个高温腐蚀严重的温度区域，分别为450～560℃和620～700℃，对于超临界锅炉，锅炉过热器和再热器壁温将达到第二高温腐蚀区域，这成了燃油锅炉向超临界以上高参数发展的主要制约因素。

预防燃油锅炉高温腐蚀，主要措施有：①选取合适的炉膛热力参数；②控制管壁温度；③采用燃油添加剂的注入系统，燃油添加剂中含有大量 MgO 或者铝化物、白云石等成分，镁可以和油灰中的较多成分作用，生成高熔点钒镁化合物，使已经沉积在受热面上的沉积物变得松散，结合合理的吹灰，能保持受热面管的清洁，防止高温腐蚀；④采用低氧燃烧技术，降低烟气中 SO_3 和 V_2O_5 的含量；⑤选择合理的炉膛出口烟温，远低于炉膛内燃烧温度，以及在运行过程中避免出现炉膛出口烟温过高现象，以减少和防止过热器与再热器积灰及腐蚀；⑥选择合理的水冷壁、过热器、再热器的管材。

2. 燃油锅炉低温腐蚀问题

低温腐蚀是指硫酸蒸汽凝结在受热面上发生的腐蚀，也称为硫酸腐蚀，当锅炉尾部受热面金属壁温低于烟气露点时，烟气中含有硫酸酐的水蒸气在壁面凝结所造成的腐蚀，由于尾部受热面区段的烟气和管壁温度较低，因此称为低温腐蚀。一般出现在烟温较低的低温级空气预热器的冷端，省煤器、空气预热器出口烟道，烟囱等。

低温腐蚀的形成机理：

由于锅炉燃用的燃料中都含有一定的硫分，燃烧时生成 SO_2，其中一部分进一步氧化成 SO_3，SO_3 与烟气中的水蒸气结合形成 H_2SO_4 蒸汽。当受热面壁温接近或低于 H_2SO_4 蒸汽露点时，H_2SO_4 蒸汽将在壁面上凝结而对壁面产生腐蚀。烟气中 SO_3 的形成主要有两种方式：①燃烧反应中火焰里的部分氧分子会离解成原子状态，它能与 SO_2 反应成 SO_3；②烟气中 SO_2 流过对流受热面时遇到 Fe_2O_3 或 V_2O_5 等催化剂，会与烟气中的过剩 O_2 反应成 SO_3。

燃料中的硫燃烧生成二氧化硫（$S+O_2=SO_2$），二氧化硫在催化剂的作用下进一步氧化生成三氧化硫（$2SO_2+O_2=2SO_3$），当烟气温度降低到400℃以下时，SO_3 与烟气中的水蒸气化合生成硫酸蒸汽（$SO_3+H_2O=H_2SO_4$）。硫酸蒸汽的存在使烟气的露点显著升高。

受热面的低温腐蚀对电站锅炉经济性和正常工作影响很大。低温腐蚀带来的危害是：低温腐蚀会造成空气预热器管子穿孔，增大空气预热器的漏风率，致使锅炉效率降低。漏风使烟温进一步降低，从而加速腐蚀和堵灰过程的进展，以致形成恶性循环。当硫酸蒸汽在换热器受热面上凝结后，则会发生腐蚀现象，随着腐蚀的进一步发展，它与受热面上的积灰形成了酸性黏结灰，由于其具有较强的黏结性，一旦形成，比较难以通过吹灰吹掉。在换热器的腐蚀过程中，低温段覆盖了黏结灰的受热面变得粗糙，更有利于硫酸的凝结和腐蚀，随着腐蚀的加剧，堵灰加重，烟道阻力增大，将进一步向中温段蔓延，最终造成换热器堵灰腐蚀，而且大幅度降低其传热能力。腐蚀严重，将导致大量受热面的更换，造成经济上的巨大损失，空气预热器低温腐蚀增加了设备检修维护费用，严重影响锅炉的安全经济运行。

中东地区燃油电厂的燃油硫分较高，低温腐蚀问题需重点关注，防止高硫燃油锅炉低温腐蚀的主要措施：

（1）提高空气预热器管壁温度，使壁温高于烟气露点。如提高排烟温度，可减缓硫酸蒸汽凝结和对金属低温腐蚀，但这会使锅炉效率大幅降低。另外可提高空气预热器入口温度，即提高暖风器的出口风温。

（2）采用耐腐蚀的材料，在空气预热器高温段及中温段采用耐腐蚀的考登钢，低温段采用了镀搪瓷元件。但由于抗腐蚀材料不能防止低温黏结积灰，因此应加强吹灰及定期冲洗，空气预热器的冲洗采用约60℃的热水并加碱进行冲洗效果较常温水要好。

（3）采用低氧燃烧，减少烟气中的过剩氧，阻止和减少 SO_2 转变为 SO_3。燃油锅炉的炉膛出口过量空气系数一般为1.05～1.07。

（4）在锅炉燃烧中加入添加剂，中和 SO_3，阻止硫酸蒸汽的产生。此法的优点是不降低锅炉效率，缺点是增加运行成本，还要清除中和生成的产物。

（5）考虑到在启动、停炉或极低的负荷阶段，省煤器出口烟气温度低，而燃料中硫分含量非常高，烟气的酸露点较高，此时烟气若再跟冷空气换热，烟气温度将继续下降，将导致预热器发生严重的低温腐蚀；且低负荷时未燃尽的油容易附在尾部空气预热器受热面，引起积灰及着火。为防止这种情况的发生，

锅炉厂可考虑空气预热器旁路烟道的设置。即在预热器烟气侧设置容量不小于 10%BMCR 的旁路，在锅炉启动、停炉和低负荷运行时，烟气不经过预热器，直接连接到预热器出口烟道上，这样在空气预热器中烟气温度不会进一步降低，可有效防止预热器及烟道低温腐蚀。

（6）对于燃油含硫量高的机组，空气预热器出口烟道材料可考虑采用考登钢或者耐候钢。

3. 燃油燃气锅炉振动问题

引起锅炉运行振动的可能因素很多，包括送风系统中气流的脉动、烟气再循环系统中烟气的脉动、燃烧系统内油压的脉动、雾化蒸汽系统中蒸汽压力的脉动、燃烧器内空气温度与高温炉膛之间由于温度差产生的热声振动、燃烧脉动与炉膛形成的声学激振、卡门涡街引起的烟气振动、炉膛负压波动等。通过大量实验和数据、资料收集，经分析与计算，引起燃油气锅炉振动的根本原因大多数来源于热声振动。

热声振动是由恒定热源引起的声振或压力波动，其定义为当热量在空气受到最大压缩时加入或热量在空气处于最稀薄时释放所产生的振动。热声振动往往伴有明显的停滞声波、高分贝噪声并引起结构件的剧烈振动，严重时会造成机组停运。

为避免振动发生，锅炉运行中应避免炉膛的燃烧波动频率和锅炉结构的固有频率接近，引起炉膛振动的热声振动主要有热驱动型热声振动和燃烧自激型热声振动。

热驱动型热声振动：在燃烧器-炉膛系统中，由于燃烧器和炉膛内气体存在较大温度梯度，该系统较易受热驱动型热声不稳定的影响。燃油锅炉燃烧区域温度高达 1400～1600℃，而送入燃烧器的空气温度只有 80～300℃，同时又持续的大量热量输入系统，因此，炉膛和燃烧器构成的系统的温度梯度较大，存在热声不稳定的驱动力，当燃烧器内空气和炉膛内烟气间的温度梯度达到一临界值，就可能发生振动。就燃油锅炉而言，冷热端的温差是客观存在且不可改变的，只能从改进燃烧稳定性，或是改变燃烧器的风率风速等关键参数的选取方面着手。

燃烧自激型热声振动：自激型热声振动更多地取决于燃烧器自身的结构，当不稳定的热释放和燃烧室声场符合瑞利准则发生耦合时，会引发炉膛大幅振动，且在锅炉不同的负荷时均会产生。解决自激型热声振动，就其根本而言就是解决油枪设计与调风器配风不匹配的问题，改善燃烧的稳定性，在保证高效燃烧和合理配风的前提下同时兼顾低氮氧化物的排放。

综上所述，在燃油燃气锅炉设计时，应要求锅炉制造厂家进行锅炉燃烧器的数值模拟计算、冷态模型试验、热声振动分析计算等，提出相应的振动防止预案。

第二节　主要技术规范

锅炉招标文件应提出以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

下文性能保证值空白处由锅炉制造厂填写：

1. 保证的锅炉最大连续蒸发量

在下述工况条件下，制造厂保证的锅炉最大连续蒸发量（BMCR）为_____t/h（与汽轮机的 VWO 工况的进汽流量相匹配的数值）。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）额定给水温度。

（3）过热蒸汽温度和压力为额定值，再热蒸汽进、出口温度和压力为额定值。

（4）蒸汽品质合格。

（5）减温水量在设计范围内。

注：燃油、燃气工况汽轮机进气量不同，汽轮机工况定义中应考虑燃油、燃气工况下需要辅助蒸汽量及相应的补水量。

2. 锅炉保证效率

在下述工况条件下，锅炉保证热效率不小于____%（按 LHV 低位发热量）。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）空气预热器进风温度按环境温度：____℃。

（3）大气相对湿度____%。

（4）锅炉带额定负荷。

（5）锅炉热效率计算按 GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》或 ASME PTC 4《蒸汽锅炉性能试验规范（Fired Steam Generators Performance Test Codes)》进行测定和计算及有关项目的修正。

（6）锅炉省煤器出口 NO_x 的排放浓度不超过____mg/m^3（干基，标准状态，$O_2=3\%$）CO 浓度不大于 185μL/L。

（7）按锅炉制造厂提出的效率修正曲线。

3. 空气预热器漏风率

在下述工况条件下，空气预热器的漏风率（每台）在投产第一年内不高于____%，运行一年后不高于___%。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）空气预热器的验收测试按 ASME PTC4.3。

（4）空气预热器的漏风率按式（3-14）计算。

4. 不投轻油最低稳燃负荷

在下述工况条件下，不投轻油最低稳燃负荷不大于____% BMCR。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）最低稳燃负荷至少经过4h的验收试验（执行相关标准）。

（3）全投自动。

5. 烟风侧压降

在下述工况条件下，烟、风压降实测值与设计值的偏差不大于___%。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）锅炉额定负荷BRL工况时。

6. NO_x排放浓度

在下述工况下，锅炉省煤器出口NO_x的排放浓度不超过___mg/m^3（干基，标准状态，$O_2=3\%$）。CO浓度不大于185μL/L。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（3）炉膛出口过量空气系数为设计值。

（4）与锅炉效率同时考核。

7. 汽、水侧压降

在下述工况条件下，过热器、再热器、省煤器的实际汽、水侧压降数值不超过____MPa。

（1）锅炉负荷在最大连续蒸发量（BMCR）时。

（2）锅炉给水品质合格。

8. 额定汽温负荷范围

在下述工况条件下，锅炉在35%～100%BMCR范围内运行时，过热蒸汽能维持其额定汽温；在50%～100% BMCR范围内运行时，再热蒸汽能维持额定汽温。偏差不超过±5℃。

（1）燃用给定的燃料（设计油质、天然气或油、气混烧时）。

（2）炉膛出口过量空气系数保持设计值。

（3）过热器、再热器各部位均无超温现象。

二、技术规范要点

下文技术规范要点中的空白处由锅炉制造厂填写。

（1）汽轮机工况定义中应考虑燃油、燃气工况下需要辅助蒸汽量及相应的补水情况。

燃油工况用汽量统计见表7-2。

表7-2 燃油工况用汽量统计 （t/h）

项目名称	最大抽汽工况	BMCR（VWO）	TMCR	夏季工况	部分负荷工况	20%TMCR
A：暖风器用汽						
B：燃油雾化						
C：燃油加热、伴热用汽						

注 1. A项：暖风器用汽，汽源四抽，疏水回收至除氧器或凝汽器。

B项：燃油雾化、蒸汽吹扫用汽，参数要求：$p=1.2\sim1.4$MPa，$t=230\sim250$℃；不能回收进热力系统。

C项：燃油加热用汽（油库区油罐加热、燃油加热器加热、燃油管道伴热用汽），参数要求：$p=0.6\sim0.8$MPa，$t=230\sim250$℃，疏水是否回收到热力系统应根据燃油加热系统设置情况确定。

2. 不回收进热力系统的部分，汽轮机厂应在考虑补充水量情况下计算热平衡。

（2）油质分析资料表格。锅炉规范书中应附完整的油质分析资料，详细见表7-3。

表7-3 油质分析资料

编号	项 目	单位	设计油质	标准/方法	备注
1	碳	%wt		SH/T 0656	
2	氢	%wt		SH/T 0656	
3	硫	%wt		ASTM 5453	
4	氮	%wt			
5	氧	%wt			
6	灰	%wt		GB/T 508	
7	水	%wt			

续表

编号	项　　目	单位	设计油质	标准/方法	备注
8	低位发热量	kJ/kg		GB/T 384	
9	高位发热量	kJ/kg		GB/T 384	
10	密度（@15.6℃）	t/m^3		SH/T 0604	
11	密度（@ 60℃）	t/m^3		SH/T 0604	
12	密度（@100℃）	t/m^3		SH/T 0604	
13	API 比重@ 60℉			计算值	
14	比热容@20℃	kJ/（kg·℃）		差示扫描量热法	
15	比热容@ 60℃	kJ/（kg·℃）		差示扫描量热法	
16	比热容@100℃	kJ/（kg·℃）		差示扫描量热法	
17	动力黏度（@20℃）	CST		GB/T 1137	应给出各设计温度点的黏度或黏温曲线，锅炉厂要求的进油黏度一般小于 19CST（3°E）
18	动力黏度（@60℃）	CST		GB/T 1137	
19	动力黏度（@100℃）	CST		GB/T 1137	
20	开口闪点	℃		GB/T 267	
21	闭口闪点	℃		GB/T 261	
22	倾点	℃		GB/T 3535	
23	凝点	℃		GB/T 510	凝点＝倾点−2.5
24	残炭	%wt		GB/T 17144	
25	不溶物	%wt		GB/T 511	
26	水含量	%vol		GB/T 260	
27	水含量	%wt		GB/T 260	
28	蜡	%wt		SYT-0537	
29	沥青质	%wt		SH/T 0509	
30	钒	μg/g		原子发射光谱仪法	
31	镍	μg/g		原子发射光谱仪法	
32	钠	μg/g		原子发射光谱仪法	
33	钾	μg/g		原子发射光谱仪法	
34	铝	μg/g		原子发射光谱仪法	
35	钙	μg/g		原子发射光谱仪法	
36	铅	μg/g		原子发射光谱仪法	
37	铁	μg/g		原子发射光谱仪法	
38	盐分	μg/g		ASTM D5808	
39	水和沉淀物	%wt			

（3）锅炉应具有先进的防止煤粉爆炸的措施和良好的防止内爆的特性。燃烧室的设计承压能力不低于±6500Pa，瞬时不变形承载能力不低于±9800Pa。

（4）锅炉点火方式为：轻油及天然气点火。

（5）点火油燃烧器的总输入热量按 15%BMCR 计算。当燃用混合油时，点火系统采用二级点火，由高能电火花点燃轻柴油，然后点着混合油；当燃用天然气时，由天然气点火器点燃天然气点火气枪，然后点燃主天然气。混油枪采用蒸汽雾化喷嘴，轻油油枪采用机械雾化，喷嘴应做雾化试验，并提供试验报告。

供方应尽量采取措施降低炉前油压，并在投技术协议中明确降低措施及所需油压。

（6）锅炉能适应两种燃料单烧或液体与气体两种燃料混烧的情况。

（7）混油及天然气燃烧器应满足两只燃烧器备用时，其余燃烧器能带锅炉 BMCR 负荷的要求。

（8）供方应考虑高温腐蚀（尤其是 V_2O_5 的腐蚀）。

（9）在锅炉 BMCR 工况时，通过过热器和再热器的实际平均烟气流速不超过 24m/s（平均烟气流速为进口与出口烟气平均值），过热器、再热器采取了合理的防磨措施。

（10）空气预热器的冷端蓄热元件应采用耐腐蚀的搪瓷制作，应满足各工况下烟气露点对壁温的要求，不结露、不积灰，冷段平均金属温度不小于___℃，且锅炉在 20%BMCR 及以上工况下的排烟温度应高于酸露点温度 20℃，并设置容量不小于 10%BMCR 的空气预热器旁路烟道。

（11）本节仅列出与油气锅炉相关的技术规范要点，其他技术规范要求同第三章常规煤粉锅炉技术规范要点。

第八章

燃气-蒸汽联合循环余热锅炉及附属系统

第一节 余热锅炉的类型

用燃气轮机排气所包含的热能来产生一个或多个压力级蒸汽的锅炉，称为燃气-蒸汽联合循环余热锅炉。余热锅炉通常从循环方式、受热面布置方式和产生蒸汽的压力等级等方面进行分类。典型卧式自然循环余热锅炉外形如图 8-1 所示。

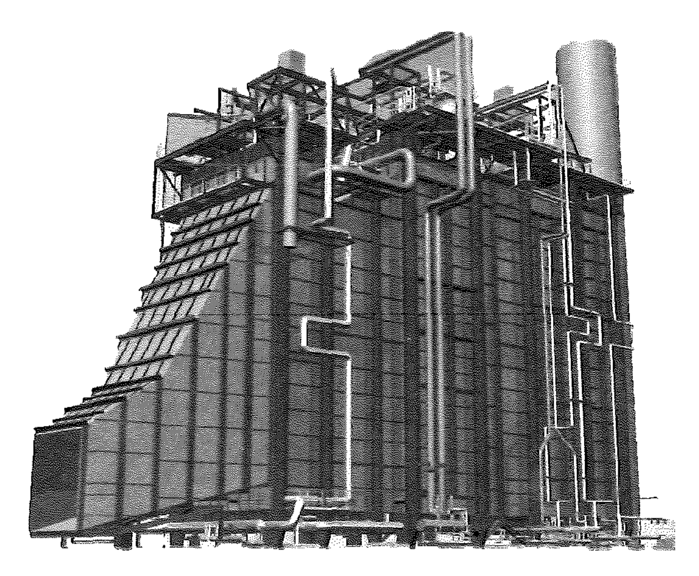


图 8-1 典型卧式自然循环余热锅炉外形

一、按循环方式分类

根据余热锅炉的蒸发器中汽水循环的方式分类，可分为自然循环余热锅炉和强制循环余热锅炉。

1. 自然循环余热锅炉

自然循环余热锅炉，全部受热面组件的管子是垂直的。给水进入省煤器吸热后，进入汽包。汽包有下降管与蒸发器的下联箱相连，下降管不吸收烟气的热量。汽包还与蒸发器的上联箱相连。直立管簇吸收烟气的热量。当水吸收烟气热量就有部分水变成蒸汽，由于蒸汽的密度比水的密度要小得多，因此直立管内汽和水混合物的平均密度要小于下降管中水的密度，两者密度差形成了水的循环。直立管内的汽水混合物向上流动，形成连续产汽过程。此时进入蒸发器的水不是靠循环泵的动力，而是靠流体的密度差而流动，这种余热锅炉称为自然循环余热锅炉。其特点是：省去循环泵，使运行和维修简单。但各受热面是沿水平方向布置的，占地面积大，在排烟处所需烟囱的高度要高。

2. 强制循环余热锅炉

强制循环余热锅炉利用水泵压头和汽水密度差推动工质流动。从汽包下部出来的水经一台循环泵后，进入蒸发器，靠循环泵产生的动力使水循环，称为强制循环余热锅炉。其特点是：各受热面组件的管子是水平的，受热面之间是沿高度方向布置的，可节省占地面积，并使出口处的烟囱高度缩短。但在运行中需要循环泵，使运行复杂，增加维修费用。

二、按受热面布置方式分类

根据余热锅炉本体结构布置方式分类，可分为卧式余热锅炉和立式余热锅炉。

1. 卧式余热锅炉

卧式余热锅炉采用水平方向流动的烟气与垂直布

置的受热面进行热量交换的方式来产生过热蒸汽。

2. 立式余热锅炉

立式余热锅炉采用垂直方向流动的烟气与水平布置的受热面进行热量交换的方式来产生过热蒸汽。

三、按产生蒸汽的压力等级分类

根据余热锅炉产生蒸汽的压力等级分类，目前可分为单压、双压无再热、双压再热、三压无再热和三压再热五种形式。

1. 单压级余热锅炉

余热锅炉只产生一种压力等级蒸汽供给汽轮机使用。

2. 双压级余热锅炉

余热锅炉产生两种不同压力等级蒸汽供给汽轮机使用。根据有无再热蒸汽分为双压无再热和双压再热型余热锅炉。

3. 三压级余热锅炉

余热锅炉产生三种不同压力等级蒸汽供给汽轮机使用。根据有无再热蒸汽分为三压无再热和三压再热型余热锅炉。

第二节　主要参数选取

一、余热锅炉节点温差和接近点温差

节点温差是指余热锅炉中蒸发器入口处燃气轮机排气的温度与饱和水温度之间的差值。“节点温差”选用将综合影响余热锅炉的余热利用率、工质循环热效率，投资费用和运行效益，也影响制造商的制造成本。常规单压余热锅炉的节点温差为15℃；双压和三压余热锅炉的节点温差为10℃。

接近点温差是指余热锅炉中省煤器出口的水温与相应压力下饱和水温度之间的差值。接近点温差，是防止低负荷下的省煤器出现沸腾，反映省煤器安全裕度的一个指标。常规省煤器的接近点温差为5℃。

在余热锅炉的设计中应通过技术经济比较，优化选取节点温差和接近点温差。

二、余热锅炉的蒸汽压力和蒸汽温度

1. 余热锅炉蒸汽压力

蒸汽参数的优化应综合考虑高压蒸汽压力对蒸汽的焓降、汽轮机效率、高压蒸汽和低压蒸汽流量及汽轮机末级叶片排汽湿度的影响，优化后高压蒸汽压力不高，通常在次高压到高压范围内，对150MW级的汽轮机推荐选择高压蒸汽压力在10MPa左右，汽轮机功率更大时，可考虑把高压蒸汽参数向亚临界16.5MPa、565℃方向发展。低压蒸汽过程的效率与其压力的关系是随着低压蒸汽压力的升高而下降的，三压低压蒸汽的压力应取较低值。但压力过低，汽轮机的焓降过低，并使蒸汽容积流量增大，需增大通流面积，因此低压蒸汽压力的最佳值一般不应低于0.3MPa。

总之，应通过技术经济比较确定余热锅炉最佳蒸汽压力。

建议的蒸汽压力见表8-1、表8-2。

2. 余热锅炉蒸汽温度

燃气轮机在整个燃气－蒸汽联合循环电厂中占了主要的支配地位，余热锅炉的蒸汽温度范围应在燃气轮机的排气温度范围之内。西门子公司建议的蒸汽温度见表8-3。

表8-1　　西门子公司建议的蒸汽压力

蒸汽循环形式	汽轮机功率（MW）	主蒸汽压力（MPa）	再热蒸汽压力（MPa）	低压蒸汽压力（MPa）
单压循环	30～200	4.0～7.0		
双压循环	30～300	5.5～8.5		0.5～0.8
三压再热循环	50～300	11.0～14.0	2.0～3.5	0.4～0.6

表8-2　　通用电气公司建议的蒸汽压力

项目	单压无再热蒸汽参数	双压、无再热蒸汽循环			三压有再热蒸汽循环
汽轮机功率（MW）	全部	≤40	＞40，且＜60	≥60	＞60
主蒸汽压力（MPa）	4.13	5.64	6.61	8.26	9.98
低压蒸汽压力（MPa）		0.55	0.55	0.55	0.28

表8-3　　西门子公司建议的蒸汽温度

蒸汽循环形式	汽轮机功率（MW）	主蒸汽温度（℃）	再热蒸汽温度（℃）	低压蒸汽温度（℃）
单压循环	30～200	480～540		
双压循环	30～300	520～565		200～260
三压再热循环	50～300	520～565	520～565	200～230

通用电气公司建议的蒸汽温度无论单压、双压无再热、双压有再热、三压有再热，建议主汽和再热蒸汽温度为 538℃，对于低压蒸汽温度，双压无再热取比过热器前的燃机排气温度低 10℃，对双压有再热取 305℃，三压有再热取 260℃。

F 级燃气轮机，如通用电气公司的 9FA、西门子公司的 V94.3A 等系列的燃气轮机，其排气温度比较高，在 581～609℃ 之间，E 级燃气轮机排气温度在 450～545℃之间，根据这些燃气轮机的排气温度，就可以确定余热锅炉的蒸汽温度范围，在这范围内，主蒸汽温度是否合理，还受燃气轮机的排气温度、锅炉节点温差和材料等因素制约。

总之，应根据电厂所处的当地条件，计算出燃气轮机的排气温度，并根据余热锅炉的布置情况，进行温度修正，然后比较锅炉材料与余热锅炉效率的经济性，通过技术经济比较，最终确定主蒸汽温度、再热蒸汽温度等。

三、余热锅炉的排烟温度

在燃气轮机排气温度和环境温度一定的情况下，降低余热锅炉的排烟温度，是提高余热锅炉效率的最主要途径。余热锅炉排烟温度受到燃气轮机燃料中含硫量的制约，如果燃料中含硫越多，排烟温度应高于烟气的酸露点和水露点温度，一般，天然气中几乎不含硫，其酸露点温度为 43～53℃，燃烧天然气的电厂排烟温度可以较低。以重油或原油为燃料的电厂，因燃料中含硫较多，排烟温度相对较高。

排烟温度一般应高于烟气的酸露点或水露点 10℃，最终经技术经济比较确定。

四、余热锅炉末端热交换器进水温度

根据余热锅炉的排烟温度不同，在锅炉的末端可装有凝结水预热器，以进一步降低排烟温度；对要求较高排烟温度的余热锅炉，末端安装低压省煤器或蒸发器。

热交换器内水的温度越低，越有利于提高汽水过程的效率，这和常规电厂显著不同。在联合循环电厂，不需要回热系统，采用带除氧功能的凝汽器，或冷凝水被直接送到除氧器除氧的方式可以降低进入锅炉内水的温度，充分利用燃气轮机的排气余热，提高锅炉效率。但是，确定给水温度时，首先应考虑烟气的酸露点温度，水温应高于酸露点温度，并应留有一定的余度，防止余热锅炉腐蚀现象的发生。

余热锅炉工质吸热由过热段、蒸发段及加热段（省煤段）组成，给水温度越低，增加了省煤段吸热量，越有利于降低排烟温度，因此，在余热锅炉-汽轮机系统中，若无特殊要求很少采用汽轮机抽汽来加热凝汽器出来的凝结水，即使为防止低温腐蚀提高进入余热锅炉的水温，也采用余热锅炉系统内的热交换技术，最终从烟气中吸收热量。因此，余热锅炉的给水用汽轮机凝结水是经济的。人为提高余热锅炉给水温度是没有必要的，也是不经济的。给水温度提高 10℃，从热平衡中可发现，排烟温度提高 4～5℃。

五、燃气-蒸汽联合循环机组匹配原则

（1）余热锅炉应根据燃气轮机排气特性设计，蒸汽参数和压力级数应与汽轮机统一考虑，进行热力系统优化计算确定。

（2）余热锅炉的额定工况应和燃气轮机在额定工况条件下的排气参数（流量、压力、温度）相匹配，并处于最佳效率范围，还应检验其在 ISO 工况、冬季工况、夏季工况条件下的蒸汽压力、温度、流量及锅炉效率。

（3）余热锅炉出口蒸汽参数与汽轮机进口参数应相互匹配。汽轮机进口最大蒸汽压力为余热锅炉过热器出口最大蒸汽压力减去主蒸汽管道压力损失，即余热锅炉出口的主蒸汽压力应比汽轮机主汽门前压力高约 3%。汽轮机最高进汽温度比余热锅炉过热器出口最高蒸汽温度低 1.0～2.0℃。

若具有再热蒸汽循环系统，汽轮机再热主汽门入口最高蒸汽压力为汽轮机高压缸排汽最高蒸汽压力减去再热管道和再热器压力损失，即再热管道和再热器压力损失均为汽轮机高压缸排汽最高压力的 5%。汽轮机再热主汽门入口最高蒸汽温度比余热锅炉再热器出口最高蒸汽温度低 1～1.5℃。

（4）烟气阻力。余热锅炉换热面积增加，余热锅炉烟气侧阻力将有所提高，即燃气轮机排气背压将有所提高，这将引起燃气轮机功率和效率有所下降。计算表明：1kPa 压降会使燃气轮机功率和效率下降 0.8%，因此在联合循环设计优化时要综合考虑这一因素。

根据 JB/T 8953.1《燃气-蒸汽联合循环设备采购基本信息》对于单压、双压和三压余热锅炉的烟气阻力推荐为 2.5、3.0、3.3kPa。

第三节　汽水系统及部件

汽水系统是余热锅炉的主要组成部分，不同形式的余热锅炉虽然在结构、系统配置上有差异，但是汽水系统的组成和流程基本一致。本节以典型的卧式、三压再热、自然循环余热锅炉为例，介绍余热锅炉汽

水系统流程和主要部件。对于单压和双压余热锅炉，具有相应压力等级的汽水系统和部件，其与三压余热锅炉的流程基本一致。

一、蒸汽系统及部件

（一）系统流程

1. 低压系统

典型的低压系统流程如图 8-2 所示。

凝结水泵出来的给水进入余热锅炉的低压省煤器加热，经过低压给水控制阀，进入低压汽包。低压汽包可与除氧器合并设置，高、中压系统的给水来自低压汽包。

低压省煤器设有再循环管路和给水旁路。再循环管路用来提高加热器的进口给水温度，防止受热面发生低温腐蚀。给水旁路用来防止部分工况下低压省煤器出口水温过高，发生汽化现象。

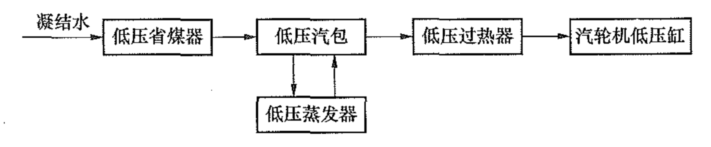


图 8-2　典型的低压系统流程图

低压循环系统由汽包、下降管、蒸发器下集箱、低压蒸发器、低压蒸发器上集箱和上升管组成。饱和水由下降管向下流动进入下集箱，由下集箱分配到各蒸发受热面管束，产生蒸汽并向上流动。汽水混合物从低压蒸发器上集箱通过上升管进入低压汽包。

汽包中的饱和蒸汽被汽包分离送入低压过热器加热，加热后的低压蒸汽送入汽轮机的低压缸。低压过热蒸汽不设减温器。

2. 中压系统

典型的中压及再热系统流程如图 8-3 所示。

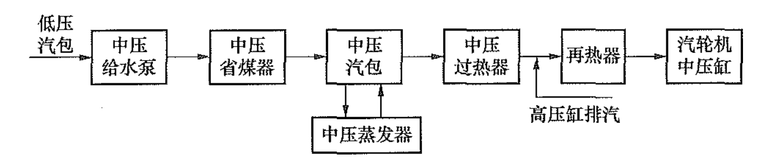


图 8-3　典型的中压及再热系统流程图

中压给水泵出来的中压给水，先进入中压省煤器，然后经过中压给水控制阀，进入中压汽包。

中压循环系统同样由汽包、下降管、蒸发器下集箱、中压蒸发器、蒸发器上集箱和上升管组成。饱和水由下降管向下流动进入下集箱，由下集箱分配到各蒸发受热面管束，产生蒸汽并向上流动。汽水混合物从中压蒸发器上集箱通过上升管进入中压汽包。

经中压汽包分离的饱和蒸汽进入中压过热器加热，加热后的中压蒸汽经过中压蒸汽控制阀后与汽轮机来的蒸汽混合，进入再热器进一步过热。

3. 再热系统

汽轮机高压缸做功后的排气即冷再热蒸汽汇合中压蒸汽进入再热器再热。在再热器之间设置再热减温器，用于调节再热蒸汽温度。经再热器加热后的合格蒸汽进入汽轮机中压缸。

4. 高压系统

典型的高压系统流程如图 8-4 所示。

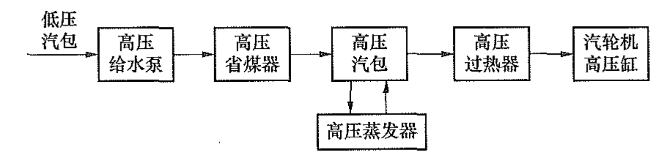


图 8-4　典型的高压系统流程图

高压给水泵出来的高压给水，先经过高压给水控制阀，进入高压省煤器，再进入高压汽包。高压省煤器设有省煤器旁路，用来防止省煤器汽化和调节其后面的烟气温度。

高压循环系统由高压汽包、下降管、蒸发器下集箱、高压蒸发器、高压蒸发器上集箱和上升管组成。下降管布置于烟道外两侧，与蒸发受热面的吸热维持自然循环。饱和水由下降管向下流动进入下集箱，由下集箱分配到各蒸发受热面管束，产生蒸汽并向上流动。汽水混合物从高压蒸发器上集箱通过上升管进入高压汽包。

经高压汽包分离的饱和蒸汽进入高压过热器过热。在高压过热器之间设置过热减温器。经过热器加热后的合格蒸汽进入汽轮机高压缸。

（二）主要部件

1. 过热器和再热器

余热锅炉有高、中和低压三压过热器。高压过热器之间设置了喷水减温装置，控制高压过热器出口蒸汽温度，高压主蒸汽进入汽轮机高压缸做功。中压过热器出口蒸汽和再热冷段蒸汽混合，进入再热器。低压过热器出口蒸汽进入汽轮机低压缸做功。

再热器进口接受中压过热器出口蒸汽和再热冷段蒸汽，在再热器之间设置了喷水减温装置，控制再热器出口蒸汽温度，再热热段蒸汽进入汽轮机中压缸做功。

2. 蒸发器

余热锅炉有高、中和低压三压蒸发器。卧式自然循环余热锅炉，烟气水平流动，换热面管道垂直安装，汽水循环主要靠流体密度差产生的循环力完成。

3. 省煤器

余热锅炉有高、中和低压三压省煤器。接近点温差的选取必须确保在任何运行工况下，省煤器中都不产生蒸汽。

燃气轮机燃用天然气，天然气中硫分含量低，可以充分利用余热，降低余热锅炉排烟温度。同时为了防止低压省煤器低温腐蚀，在省煤器进、出口之间布置再循环回路，再循环泵将低压省煤器出口温度较高的水抽回并和凝结水混合后进入低压省煤器，确保进入低压省煤器的水温度高于露点温度，以防止尾部热面低温腐蚀。

4. 汽包

汽包作为余热锅炉最重要的辅助设备，接受省煤器来的给水，并向过热器输送饱和蒸汽，成为加热、蒸发、过热三个过程的连接点，其作用如下：

（1）汽包储存有一定的汽量、水量，因此汽包具有一定的储热能力。在运行工况变化时，可以减缓蒸汽压力变化的速度，对锅炉运行调节有利。

（2）汽包内设置各种装置，能进行汽水分离，清洗蒸汽中的溶盐，通过加药和排污，改善蒸汽品质。

汽包本体是一个圆筒形的钢质受压容器，由筒身和两端的封头组成。筒身由钢板卷制焊接而成，凸形封头用钢板冲压而成，然后两者焊接成一体。封头上开有人孔，以便安装和检修，同时起通风作用。人孔盖一般由汽包里面向外关紧，封头为了保证其强度，常制成椭球形的结构，或制成半球形的结构。汽包通常搁置在锅炉顶部框架上，采用一侧固定，另外一侧可以滑动的支撑形式，便于汽包受热后自由膨胀。

汽包壳体上设置管座，用于连接各种管道，如给水管、下降管、汽水混合物引入管、蒸汽引出管、连续排污管、事故放水管、加药管、连接仪表和自动装置的管道等。

汽包内部布置了汽水分离装置、蒸汽清洗装置及取样取水装置等。从省煤器出来的欠饱和水进入汽包和汽包内部的饱和水混合后通过下降管进入蒸发器加热成为汽水混合物，汽水混合物进入汽包后先进行一次粗分离，在此过程中，大部分的饱和水将被分离出来，饱和蒸汽和未被分离的饱和水一起向上流动进入二次细分离设备中，饱和蒸汽与饱和水将被彻底分离，饱和蒸汽继续向上流动，经过一道蒸汽清洗过程后，从饱和蒸汽引出管流出。

余热锅炉采用的汽水分离装置主要有旋风式分离器、波形板分离器、涡轮式分离器等。汽水分离的原理有以下几种：利用汽和水在旋转时受到的离心力不同实现分离；利用汽和水在向上流动时受到的重力不同实现分离；利用汽和水在改变流动方向时受到的惯性力不同实现分离；利用汽和水在沿金属壁流动时产生的附着力不同而实现分离。

二、给水系统及设备

（一）系统流程

给水系统主要由低压汽包、给水泵、再循环泵、给水加热器以及相关的阀门和管道组成。

来自凝汽器的凝结水经过凝结水泵加压，通过低压给水调节阀调节流量；然后给水被送到低压省煤器内加热，经过初步加热的给水进入低压汽包。高、中压给水泵从低压汽包取水，将给水加压后分别向锅炉高、中压汽包连续供水。高压给水泵还提供锅炉高压过热器减温用水；中压给水泵提供再热器及蒸汽轮机高压旁路减温用水。低压省煤器设置再循环回路，低压省煤器出口给水经低压再循环泵循环后送到低压省煤器入口。

目前给水系统配置主要有两种方式：一是采用高、中压给水泵分泵的布置方式；二是采用高中压合泵的布置方式，高压给水泵中间抽头作为中压汽水系统给水。

当采用高、中压给水泵合泵布置时，高、中压汽包水位控制有一定难度。当高压汽包水位突升时，给水控制系统会将高压给水调节阀关小或者降低给水泵转速，中压给水流量也会发生变化，反之中压给水的扰动也会影响高压部分。当采用高、中压给水泵分泵配置时，高、中压给水控制系统相对独立，高压给水泵只供水给高压汽水系统，中压给水泵只供水给中压汽水系统，高、中压给水系统的控制相对简单，且选型时高压给水泵和中压给水泵的容量及压力容易确定。

（二）主要设备

1. 给水泵

锅炉给水泵通常为水平节段式多级给水泵，可采

用变频调速、液力耦合器调速或采用定速泵。给水泵通常布置在余热锅炉零米层，采用一用一备的配置方式。同时配备了相应的仪表、阀门、流量测量装置、过滤器、最小流量装置及再循环回路等。

节段式给水泵分为吸入段、中段泵壳加压段、排出段三部分。工质依次流过每级叶轮，级数越高，扬程越高，泵的出口压力越大。叶轮的主要作用是将电动机输入的机械能传递给工质、提高工质压力。

2. 给水调节阀

给水调节阀接受控制系统来的指令，改变阀门阀芯与阀座间的流通面积，调节给水流量。给水调节阀由执行机构和阀体两大部分组成。常见的阀门执行机构有气动、电动、液压执行机构。常见的阀体有直通单座阀、直通双座阀、套筒阀。

三、汽水系统选择

（一）余热锅炉再热蒸汽系统的选择

随着蒸汽循环由单压变为双压和三压，由无再热向再热的发展，联合循环的效率都会有一定程度的提高。一般情况下，采用再热系统后，联合循环效率可比无再热系统提高 0.6～0.7 个百分点。三压再热联合循环的效率比单压无再热联合循环的效率大约提高 3 个百分点。

同时，三压再热系统所需余热锅炉的换热面积反而比三压无再热小。这是因为再热系统使得通过省煤器和高压蒸发器的水、汽质量流量有所减少，而这两个受热面是余热锅炉中主要受热面。同时再热系统也使循环中凝结水流量减少，使余热锅炉冷端的换热面积也较小。通过再热余热锅炉的排烟温度反而比无再热时有所升高。

选择何种蒸汽循环方式取决于电厂的投资成本和运行成本的经济性，一般由以下方面的因素决定：燃气轮机的型号、燃料品种、燃料费用、余热锅炉的排烟温度、机组承担负荷的性质。

选用三压再热蒸汽循环的电厂，其初期投资较大，一般配排气量大，排气温度高，废热能量大的燃气轮机。对于 F 级燃气轮机均配三压再热循环的汽水系统。

天然气为燃料的电厂，燃料中几乎不含硫，锅炉的排烟温度可以降低，做到小于 100℃。因此锅炉宜采用多级压力蒸汽系统，降低余热锅炉的排烟温度，提高废热利用率。

燃料费用较高和年利用小时数较高的电厂，采用三压再热余热锅炉，有利于提高机组效率，减少电厂运行费用。

燃气轮机排气温度较低，排烟量不大，或者烧重油等含硫成分多的燃料，余热锅炉的排烟温度不能降得很低；燃料很便宜的地区，对联合循环效率要求不高的电厂，可采用单压、双压非再热的蒸汽循环系统以降低电厂造价。

（二）给水加热和除氧方式的选择

1. 给水加热

联合循环电厂与常规燃煤电厂的给水加热不同。常规电厂通过汽轮机多级抽汽加热给水，使给水温度达到较高的水平，以获得较高的蒸汽循环效率。而在联合循环电厂中余热锅炉一般不补燃，尾部不安装常规锅炉的空气预热器，为尽可能利用燃气轮机排气余热，给水加热在余热锅炉中进行，因此余热锅炉的给水温度一般较低。

2. 除氧系统

对于燃用含硫量较高的重质燃料油的联合循环电厂，较低的给水温度有可能引起锅炉受热面的酸腐蚀，采用带整体除氧器的余热锅炉汽水系统是很好的解决办法。即在余热锅炉高压省煤器后增加 1 套低压蒸发器，产生除氧器所需的加热蒸汽，而除氧水箱就作为余热锅炉的低压汽包，两者合二为一。这样做，第一，降低了余热锅炉的排烟温度；第二，除氧器不再需要从汽轮机抽汽，增大了汽轮机的做功能力，使联合循环的效率提高；第三，除氧给水系统与锅炉一体化，降低了总体投资，布置也更紧凑。

燃用几乎不含硫的天然气时，最理想的方案是选用带除氧功能的凝汽器，在凝汽器中进行真空除氧，这就给余热锅炉提供了除过氧、最低温度的给水。这些低温给水在余热锅炉尾部的给水预热器中进一步吸收低温烟气的热量，使锅炉排烟温度降到 80～90℃。

第四节 国内主要制造厂余热锅炉特点

一、杭州锅炉集团股份有限公司余热锅炉特点

杭州锅炉集团股份有限公司生产的余热锅炉主要特点有：

（1）适应燃气轮机频繁启停要求，调峰能力强，启动快捷。

（2）采用自然循环方式，水循环经过程序计算，安全可靠，系统简洁，运行操作方便可靠。

（3）采用高效传热元件——开齿螺旋鳍片管，解决了小温差、大流量、低阻力传热困难的问题。

（4）采用全疏水结构，锅炉疏排水方便，彻底。

（5）锅炉采用单排框架结构，全悬吊形式，受力均匀，热膨胀自由，密封性能好。

（6）采用内保温的冷护板形式，散热小，热膨胀量小。

（7）锅炉受热面及烟道、护板在考虑现场安装条件的基础上，尽量加大模块化程度，安装方便，周期短。

（8）锅炉受热面的高压过热器和再热器采用顺列布置，其余受热面采用错列布置，可以在规定的烟气压降范围内提供最优化的热交换，并提供了有效的清理空间。

（9）优化选择各受热面内工质压降，工质沿锅炉宽度方向流速分布均匀。

二、上海锅炉厂有限公司余热锅炉特点

上海锅炉厂有限公司生产的余热锅炉主要的技术特点有：

（1）翅片管没有弯头。

（2）受热面上部的集箱与汽包之间采取柔性连接。

（3）集箱内部无分隔板。

（4）采用小直径集箱，可以减少热应力达60%。

（5）过热器区和再热器每个集箱都有多个管道引入引出，使集箱金属壁温分布更加均匀。

（6）强化疏水布置，使燃气轮机吹扫时，过热器和再热器内部无冷凝水。

（7）冷态炉墙设计。

（8）余热锅炉的主要部件采用模块化设计制造。锅炉的受热面在制造厂内组装，减少工地安装时间。同时大多数焊口在工厂内完成。

三、哈尔滨锅炉厂有限公司余热锅炉特点

哈尔滨锅炉厂有限公司生产的余热锅炉主要的技术特点有：

（1）强化换热，降低余热锅炉成本。

（2）充分适应联合循环机组调峰要求。

（3）提高工厂组装率，缩短安装周期。

（4）自然循环余热锅炉螺旋翅片管受热面管束采用先进的“竖琴”结构。可以“竖琴”结构组装出厂。还有一种再进一步的组装方式，即将“竖琴”结构的集箱之间部分连接管也在制造厂内焊妥，出厂组装程度有进一步的提高。

（5）余热锅炉结构上的一个突出特点是管束上、下集箱间采用单管排连接，翅片管无弯头。相应采用小直径集箱，可减小快速启停过程中热应力60%。

（6）强化汽水系统的疏水布置，使机组启动中，燃气轮机吹扫过程，过热器和再热器的内部不会有凝水存留，有效保证快速启动中的安全。

（7）余热锅炉汽包尺寸容积大，水位表量程宽，适应快速启动中的饱和蒸汽冲击和水位波动。

（8）余热锅炉的应力分析软件，可以按不同启动过程的要求，对锅炉低周疲劳和锅炉寿命折损进行定量控制。

（9）余热锅炉采用锅炉顶部汽冷吊挂方式及管间连接加大柔度，均有利于启动过程的急剧应力变化和提高锅炉性能寿命。

（10）受热面在保证水动力特性前提下，管径小，水容量小，热惰性小。

（11）烟道与护板的非冷形式，热惰性小。

（12）合理设置锅炉膨胀中心，严格进行结构应力分析，以保证快速启动过程中的整体结构安全性。

第五节　主要技术规范

锅炉招标文件应提供以下主要技术要求，具体可根据工程实际条件选择应用。

一、性能保证值

性能保证工况：年平均气象条件，包括环境温度、大气压力、相对湿度和冷却水温，所对应的工况。

1. 余热锅炉参数

性能保证工况下，余热锅炉的高压、再热（中压）、低压蒸汽的压力、温度、流量。

2. 烟气阻力

在性能保证工况下，所保证的燃气轮机排气接口到余热锅炉烟囱出口的烟气阻力。

3. 辅助功耗

在性能保证工况下，每一套余热锅炉岛所消耗的辅助功耗。

4. 再热器蒸汽压降

在性能保证工况下，所保证的再热器蒸汽压降。

5. 噪声

所有负荷条件下，设备的噪声水平遵守的保证限值。

6. 蒸汽品质

蒸汽品质满足GB/T 12145《火力发电机组及蒸汽动力设备水汽质量》规范。

二、技术规范要点

（一）受热面

最大程度地提高模块的组合程度，提高工厂内预组装量，减少工地的工作量，从而确保锅炉的质量和性能，并说明所有受热面分割的模块数目；流程合理，符合最大传热效率原则，提高余热回收效率，提高设备的可用率；良好的检修设置，确保正常维护和运行；受热面管束的加工应在工厂中进行，以元件或模块的方式预先制作完成，便于现场安装；预制件应最大化，

减少现场焊接的工作量；所有管束应有足够的支撑，防止管束变形；管子对接焊应采用全焊透的形式；设计过热器、蒸发器和省煤器模块时，应进行振动分析以确保不在管束周围产生烟气漩涡，或者与管束或锅炉本体产生共振；设计应确保余热锅炉末级受热面不出现结露；设计中应考虑烟气和汽水循环的压降和流速，在各种工况下，确保余热锅炉管状受热面维持安全、均匀分配和正常冷却的状态。

1. 过热器和再热器

高压过热器和再热器的设计，其蒸汽压力、温度应可随燃气轮机不同的排气流量和温度运行变化范围而滑压运行，满足定压运行和滑压运行的要求。高压过热器和再热器应设计有足够的表面积，以保证余热锅炉在设计点下，减温器在最低水流速下的蒸汽温度。

过热器和再热器的设计应确保疏水畅通；制造材料应适用于所有运行条件；取材考虑干烧条件；布置应根据同类型余热锅炉的设计经验，在燃气轮机的各种工况下，确保金属温度不超过设计值。

余热锅炉应设置一定数量的密封端口，用于安装移动式的热电偶，测量余热锅炉进口烟气温度。密封口应配置密封冷却风系统。

为了有效地控制过热蒸汽和再热蒸汽温度，应配备减温器。减温器后的减温测点距离减温器 10m 以上。

过热器和再热器蒸汽侧应有合适的压降，确保过热器和再热器管道内蒸汽均匀分布。过热器和再热器应配备安全阀并配有消音器。过热器和再热器的设计应便于清洗和维修。

2. 蒸发器

蒸发器的设计应有一个最佳的节点温差，以获取最大的汽轮机输出功率。蒸发器在整个运行工况条件下，应确保汽水循环；蒸发器应能在余热锅炉全负荷范围内运行，而不产生振动，同时应保证管道内介质分布均匀；蒸发器应完全疏水；蒸发器的设计应便于清洗和维修。

3. 省煤器

接近点温差应根据同类型余热锅炉的实际经验选取，确保在任何运行工况下，省煤器中不产生蒸汽。

省煤器应完全疏水；省煤器的设计应便于清洗和维修。

4. 凝结水预加热器

在余热锅炉末级受热面段，应根据排烟温度要求布置凝结水预加热器，尽可能利用余热。凝结水预加热器的设计温度的选择，应在整个运行范围内，防止受热面表面低温腐蚀。

在凝结水预加热器进、出口之间应布置再循环管道，维持凝结水预加热器进口温度，防止低温腐蚀。再循环系统可配备再循环泵。凝结水预加热器也应采用耐腐蚀材料制造。凝结水预加热器应完全疏水；凝结水预加热器的设计应便于清洗和维修。

（二）汽包

汽包及其接口应工厂制造，全部采用熔焊。汽包壁应采用同一种化学成分的金属材料，具有相同的物理性质，并由同一制造商供货。汽包应有足够数量和尺寸的接口，满足各种要求，其中包括检测孔、化学清洗接口、充氮接口和其他必需的仪表接口；应有防止蒸汽进入下降管的附件；应提供给水分配、取样、连续和/或定期排污和化学加药等内部管道；汽包蒸汽出口管道上应提供蒸汽采样接口；应有水采样接口，并位于杂质相对集中的地方；应有放气点，放气管道应接到安全地方；应有安全阀，放汽管道应接到余热锅炉顶部的安全地方；汽包支架设计应能满足热胀冷缩和负荷变化所引起的位移要求；汽包测压管管座应采用加强型管座。

汽包应有足够的有效容量，带基本负荷时，当给水系统故障，高压汽包能持续产生蒸汽不小于 3min，中压汽包不小于 5min。低压汽包要求维持 10min。同时汽包的有效水容积应保持在高/低警报水位之间。汽包容积选择时，考虑到其他因素，汽包应有足够的容积和直径，保证正常和启动运行时，水位波动不致引起水位倾斜。暂态运行时，如汽轮机、给水泵或循环泵跳闸，汽包应有足够的容积，维持汽包在高、低水位之间。

汽包水位计应安全可靠，安装应便于监视和正确读数。汽包残余应力应维持在最低水平，应避免应力集中现象。汽包现场维护，管道和阀门以及底座和附件的连接焊接应便于操作，并且不会影响汽包的材料性质。汽包两端应设置人孔门，铰链内部连接，门朝里开。并且人孔门的尺寸应满足安全和便于进出的要求。汽包上所有与管道、阀门、底座和附件焊接的接口应是自补偿形式，与汽包壁之间应采用全渗透焊接，并且接口尺寸应足够长，确保现场焊接和热处理不会影响接口和汽包壁之间的焊接。同时应保证切割和重新焊接阀门、底座和附件，不会损伤汽包材料。所有内部开孔应消除应力集中。

（三）余热锅炉护板

余热锅炉烟道采用内保温形式钢护板结构。

护板应固定好避免变形。护板的设计应能承受所有载荷，包括静载荷、风载荷、热应力和内压。护板的设计应在所有运行工况下，避免发出嗡嗡声、振动

和由排气所引起的共振。

护板的设计应便于管道的替换和维护，以及管道表面的清洁。应考虑到各种启动工况和连续满负荷运行时的要求。护板的设计和制造应符合外表面任一点的温度不超过50℃。应指明最小设计内压和余热锅炉所能承受的烟气侧最大压力。护板内表面的设计温度应为可能出现的最大烟气温度加上适当的裕度。当管道穿过锅炉护板时，设计应注意，并采取措施防止泄漏和差胀而引起的管道撕裂。在护板上应提供试验和检测用的仪表接口。

第 二 篇

系统设计及布置



第九章

直吹式制粉及送粉系统设计

制粉系统分为直吹式制粉及送粉系统、中间储仓式制粉及送粉系统和风扇磨直吹式制粉及送粉系统（褐煤锅炉制粉系统）三大类。本章内容为直吹式制粉及送粉系统设计，中间储仓式制粉及送粉系统设计见第十章，风扇磨直吹式制粉及送粉系统设计见第十一章。

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

（一）设计范围

直吹式制粉系统的设计范围包括：原煤和煤粉接口从原煤斗原煤进口至锅炉燃烧器；风（介质）接口从空气预热器出口的热一次风及从冷风母管的调温风至锅炉燃烧器，包括密封风系统。

直吹式制粉系统主要设备包括原煤斗、给煤机、磨煤机、密封风机、煤粉管、石子煤排放装置等。

（二）系统功能

锅炉制粉系统功能：将原煤送至磨煤机，经碾磨后根据需要向锅炉提供足够数量且细度合格的煤粉。

二、对原始输入条件的基本要求

（一）煤质参数

进行磨煤机和制粉系统选型及参数设计时所必需的煤质数据见表9-1。

表9-1　制粉系统选择和计算必需的煤质数据

序号	项目	符号	单位	用　途
1	工业分析			（1）选择干燥方式。 （2）选择制粉系统。 （3）计算煤粉细度
	全水分	M_t	%	
	固有水分	M_{ad}	%	
	灰分	A_{ar}	%	
	挥发分	V_{ar}	%	
		V_{daf}	%	
	固定碳	FC_{daf}	%	
2	发热量	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	结合工业分析计算煤的爆炸性指数K_d，选择制粉系统
3	元素分析			计算一次风量（结合一次风率）
	碳	C_{ar}	%	
	氢	H_{ar}	%	
	氧	O_{ar}	%	
	氮	N_{ar}	%	
	全硫	S_t	%	
4	可磨性指数			结合工业分析计算磨煤机出力
	哈氏可磨性指数	HGI	—	
	VTI可磨性指数	K_{VTI}	—	

续表

序号	项目	符号	单位	用　　途
5	煤的冲刷磨损指数	K_e	—	选择磨煤机
6	成球性指数	K_c	—	（1）煤斗及磨煤机入口角度设计。 （2）煤的水分控制
	煤的摩擦角	ϕ	（°）	
	堆积角	a_j	（°）	
7	煤粉气流着火温度	IT_m	℃	选择制粉系统
8	煤的燃尽率指数	B_p	%	选择制粉系统和煤粉细度
9	煤的粒度分布			（1）煤斗容量设计。 （2）煤的水分控制
	煤粉的自由堆积密度	$\rho_{pc,b}$	kg/m³	
	煤的真密度	$\rho_{c,ac}$	kg/m³	

电站锅炉煤质允许偏差变化范围见表9-2。

表9-2　　电站锅炉煤质允许偏差变化范围

煤质	干燥无灰基挥发分 V_{daf}	收到基灰分 A_{ar}	收到基水分 M_{ar}	收到基低位发热量 $Q_{net,ar}$	灰熔点
无烟煤	−1%	±4%	±3%	±10%	变形温度DT允许低50℃；软化温度ST允许−8%
贫煤	−2%	±5%	±3%	±10%	
低挥发分烟煤	±5%	±5%	±4%	±10%	
高挥发分烟煤	±5%	+5%，−10%	±4%	±10%	
褐煤	—	±5%	±5%	±7%	

注　挥发分、灰分、水分及变形温度DT为与设计值的绝对偏差；发热量、软化温度ST为与设计值的相对偏差值。

除了上述直接影响炉型选择的几种煤质变化范围以外，对煤的含硫量变化范围、煤的可磨性变化范围、煤的磨损指数变化范围等，也必须加以注意，对可磨性指数和磨损指数设计数值较高的煤种，应有两个以上的分析数据。

（二）锅炉热力系统参数

需要的锅炉热力系统参数见表9-3。

表9-3　　锅炉热力系统参数

序号	项目	符号	单位	主要用途
1	燃料消耗量	B	t/h	磨煤机选型计算，制粉系统热力计算
2	冷一次风温度	t_{la}	℃	制粉系统热力计算
3	热一次风温度	t_{ha}	℃	制粉系统热力计算
4	燃烧器数量/层数			送粉管道管径计算
5	空气预热器一次风侧漏风率		%	核算一次风总量
6	磨煤机出口一次风温度		℃	与制粉系统计算一次风温度进行校核
7	锅炉一次风率	r_{pa}	%	与制粉系统计算一次风率进行校核

三、煤的基本特性

煤的分类及基本特性见本系列设计手册之《火力发电厂热机通用部分设计》中第二章及附录部分，本章仅列出部分与制粉系统相关特性及计算方法。

（一）煤的可磨性指数

煤的可磨性指数是指将相同质量的煤样在消耗相同的能力下进行磨粉（同样磨粉的时间或磨煤机转

数），所得到的煤粉细度与标准煤粉细度的对数比。煤粉细度与磨粉时间关系见式（9-1）。

$$R_x = 100e^{-(A_x k_x t)^p} \quad (9\text{-}1)$$

式中 R_x——x 粒径的煤粉细度，%；

x——粒径；

A_x——常数，根据研磨特性、粒径和单位质量被研磨燃料的功率计算；

k_x——反映燃料研磨性质的系数；

t——研磨时间；

p——指数，取决于设备的性质。

在同一研磨设备和相同研磨时间下（即 A_x 和 t 相同）进行研磨，可磨性指数可按式（9-2）求得。

$$k_x = \left(\frac{\ln \frac{100}{R_x}}{\frac{100}{R_b}} \right)^{\frac{1}{p}} \quad (9\text{-}2)$$

式中 R_b——标准煤的煤粉细度。

根据式（9-1）和式（9-2）求得的可磨性指数有哈氏可磨性指数 HGI 和 VTI 可磨性指数。煤的可磨性应以 GB/T 2565《煤的可磨性指数测定方法—哈德格罗夫法》测定的哈氏可磨性指数 HGI 或 DL/T 1038《煤的可磨性指数测定方法（VTI 法）》测定的 VTI 可磨性指数 K_{VTI} 为依据。可磨性指数 HGI 和 K_{VTI} 可近似用式（9-3）进行换算。

$$K_{VTI} = 0.0149HGI + 0.32 \quad (9\text{-}3)$$

煤的可磨性分级见表 9-4。

表 9-4 煤的可磨性分级（GB/T 7562《发电煤粉锅炉用煤技术条件》）

序号	哈氏可磨性指数 HGI	可磨性
1	40～60	难磨
2	60～80	中等可磨
3	＞80	易磨

混煤的可磨性宜实测。当没有实测值时也可根据加权平均的办法按式（9-4）估算：

$$k_x = r_1 k_{x,1} + r_2 k_{x,2} \quad (9\text{-}4)$$

式中 r_1，r_2——煤种 1 和煤种 2 在混煤中所占的质量份额；

$k_{x,1}$，$k_{x,2}$——煤种 1 和煤种 2 的可磨性指数。

（二）煤的冲刷磨损指数

煤的冲刷磨损指数是指煤在被破碎时对研磨件磨损的强弱程度。制粉系统设计所需煤的磨损特性按 DL/T 465《煤的冲刷磨损指数试验方法》进行测定，所得结果以冲刷磨损指数 K_e 表示。煤的磨损性和煤的冲刷磨损指数 K_e 的关系见表 9-5。

表 9-5 煤的磨损性和煤的冲刷磨损指数 K_e 的关系

煤的冲刷磨损指数 K_e	磨损性	煤的冲刷磨损指数 K_e	磨损性
K_e＜1.0	轻微	K_e=3.5～5.0	很强
K_e=1.0～2.0	不强	K_e＞5.0	极强
K_e=2.0～3.5	较强		

在未取得煤的磨损指数的情况下煤的磨损性 K_e，也可按灰的成分粗略判别：

（1）如果灰中 SiO_2＜40%，磨损性 K_e 属“轻微”，SiO_2＞40%难以判别。

（2）如果 SiO_2/Al_2O_3＜2.0 时，磨损性 K_e 在“较强”以下；SiO_2/Al_2O_3＞2.0 时难以判别。

（3）如果灰中石英的含量小于 6%，磨损性在“不强”以下；如果灰中石英的含量大于 6%，磨损性难以判别。灰中石英的含量计算见式（9-5）。

$$(SiO_2)_q = (SiO_2)_t - 1.5(Al_2O_3) \quad (9\text{-}5)$$

式中 $(SiO_2)_q$——灰中石英含量，%；

$(SiO_2)_t$——灰中 SiO_2 含量，%；

(Al_2O_3)——灰中 Al_2O_3 含量，%。

（三）原煤粒度

供给磨煤机的碎煤粒径不宜大于 30mm。

按 GB 475《商品煤样人工采取方法》，不同粒度等级原煤的取样质量应符合表 9-6 规定。

表 9-6 不同粒度等级原煤的取样质量

最大粒度（mm）	最小质量（kg）	最大粒度（mm）	最小质量（kg）
＞100	150	50	60
100	120	25	30

（四）煤的自燃性

评判煤自燃特性的指标是：煤的热解开始点温度 t_{pgr}、氧化煤样的着火温度 $t_{o,a}$ 和堆积煤粉起燃温度 t_{smo}。这些指标越低，表明煤越容易自燃，原煤的 t_{pgr} 和 t_{smo} 与煤种的关系见表 9-7 和表 9-8；含黄铁矿的煤和经过氧化的煤，自燃温度将有明显降低。

表 9-7 原煤热解开始温度 t_{pgr} 与煤种关系

煤种	无烟煤	贫煤	劣质烟煤	烟煤	褐煤
t_{pgr}（℃）	380～525	365～430	330～395	280～390	190～310

参考关系见式（9-6）。

$$t_{pgr} = 434.9584 - 2.8231V_{daf} + 0.494A_d - 10.7752M_{pc} \quad (9\text{-}6)$$

表 9-8 堆积煤粉起燃温度 t_{smo} 与煤种关系

煤种	无烟煤	贫煤	劣质烟煤	烟煤	褐煤
t_{smo}（℃）	390～525	200～260	250～290	160～220	155～190

参考关系见式（9-7）。

$$t_{smo}=203.1762-1.8274V_{daf}+1.6901A_{d}+0.9792M_{pc} \tag{9-7}$$

煤自燃倾向性与煤的吸氧量、含水量、全硫含量以及粒度等特性有关。煤的自燃倾向性可按表 9-9 分为三个等级。

表 9-9 煤的自燃倾向性分类表

自燃倾向性等级	自然倾向性	煤的吸氧量（cm^2/g）（干煤）		全硫含量（仅用于高硫煤、无烟煤类）（%）
		褐煤、烟煤类	干燥无灰基挥发分不大于 18%的高硫煤、无烟煤类	
Ⅰ	易自燃	≥0.71	＞1.00	＞2.00
Ⅱ	自燃	0.41～0.70	≤1.00	≥2.00
Ⅲ	不易自燃	≤0.40	≥0.80	＜2.00

（五）煤的黏结性

由于水分的存在，在散状物料颗粒之间及物料颗粒和料仓壁之间会形成毛细力，使颗粒之间或颗粒与料仓壁之间因毛细力和机械冲击力等作用而产生黏结，物料黏结性能的好坏采用成球性指数来评价。成球性指数按式（9-8）计算求得。

$$K_c=\omega_f/(\omega_m-\omega_f) \tag{9-8}$$

式中 K_c ——成球性指数；

ω_f ——最大分子水，%；

ω_m ——最大毛细水，%。

成球性指数 K_c，综合反映了细粒物料的天然性质（颗粒表面的亲水性、颗粒形状及结构状态，如粒度组成、孔隙率等）对物料黏结性强弱的影响。

煤的黏结性和煤的矿物组成、粒度组成、颗粒形貌及机械强度性能有关。煤中蒙脱石、多水高岭石含量越高，煤的黏结性越强；煤的粒度越细，煤的黏结性越强；多棱角的针状、片状颗粒越多，煤的黏结性越强；煤的机械强度越低，煤的黏结性越强。

煤的黏结性能与成球指数 K_c 的关系见表 9-10。

表 9-10 煤的黏结性能与成球指数 K_c 的关系

成球性指数 K_c	煤的黏结性能
＜0.2	无黏结性
0.2～0.35	弱黏结性
0.35～0.60	中等黏结性
0.60～0.80	强黏结性
＞0.80	特强黏结性

四、煤粉的特性

（一）煤粉爆炸特性

爆炸指数 K_d 按式（9-9）计算：

$$\left.\begin{aligned} K_d&=\frac{V_d}{V_{vol,que}}\\ V_{vol,que}&=\frac{V_{vol}\left(1+\dfrac{100-V_d}{V_d}\right)}{100+V_{vol}\dfrac{100-V_d}{V_d}}\\ V_{vol}&=1260\times4.187/Q_{vol}\\ Q_{vol}&=\left(Q_{net,v,daf}-7850\times4.187FC_{daf}\right)/V_{daf}\\ FC_{daf}&=1-V_{daf}\end{aligned}\right\} \tag{9-9}$$

式中 K_d ——煤粉的爆炸性指数；

$V_{vol,que}$ ——燃烧所需可燃挥发分的下限（考虑灰和固定碳），%；

V_{vol} ——不考虑灰和固定碳时，燃烧所需可燃挥发分的下限，%；

Q_{vol} ——挥发分的热值，kJ/kg；

$Q_{net.v,daf}$ ——煤的干燥无灰基低位发热量，kJ/kg；

V_{daf}、V_d ——煤的干燥无灰基和干燥基挥发分，%；

FC_{daf} ——煤的干燥无灰基固定碳含量，%。

煤粉爆炸等级分类见表 9-11。

表 9-11 煤粉爆炸等级分类

煤粉爆炸指数 K_d	煤粉爆炸等级	相应的煤质参考指标	
		煤粉气流着火温度（℃）	干燥无灰基挥发分（%）
K_d≤1.0	极难爆	IT_m＞800	V_{daf}≤6.0
1.0＜K_d≤3.0	难爆	800＞IT_m≥780	6.0＜V_{daf}≤10.0

续表

煤粉爆炸指数 K_d	煤粉爆炸等级	相应的煤质参考指标	
		煤粉气流着火温度（℃）	干燥无灰基挥发分（%）
$3.0<K_d\leqslant7.0$	较难爆	$780>IT\geqslant750$	$10.0<V_{daf}\leqslant15.0$
$7.0<K_d\leqslant12.0$	中等	$750>IT\geqslant720$	$15.0<V_{daf}\leqslant20.0$
$12.0<K_d<17.0$	易爆	$720>IT>680$	$20.0<V_{daf}<25.0$
$K_d\geqslant17.0$	极易爆	$IT\leqslant680$	$V_{daf}\geqslant25.0$

燃煤爆炸性指数 K_d 和煤的着火温度 IT 的关系，如图 9-1 所示；燃煤爆炸性指数 K_d 和煤的挥发分 V_{daf} 的关系如图 9-2 所示。

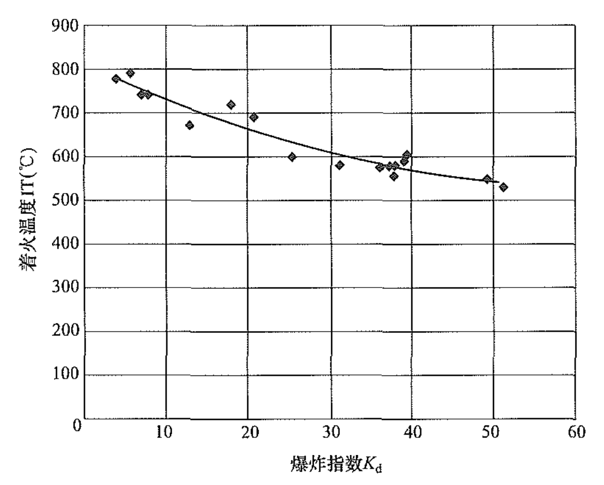


图 9-1 燃煤爆炸性指数 K_d 和着火温度 IT 的关系

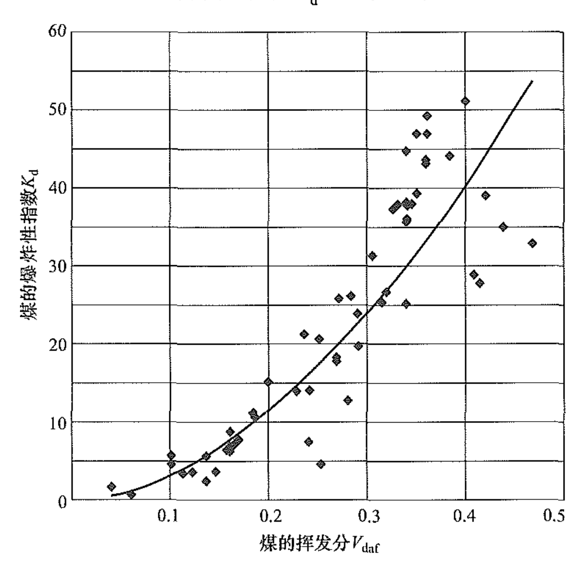


图 9-2 燃煤爆炸性指数 K_d 和挥发分 V_{daf} 的关系

向有煤粉爆炸危险的场所充入足够的惰性气体或蒸汽，或将惰性粉尘撒在煤粉层上面，使这些粉尘混合物失去爆炸性的方法，称为惰化。

采用降低氧含量预防煤粉爆炸时，使受控空间内煤粉云不被点燃，氧气体积百分数的最大值，称为最高允许氧含量。

当最高允许氧含量达到煤粉不能点燃时，即处于惰性气氛。按惰性气氛设计的系统，在设备或设备末端湿气混合物中的最高允许氧含量（氧的体积份额，%）不应大于表 9-12 要求；在系统启动、切换、停运和正常运行等所有工况下的最高允许氧含量均应满足表 9-12 要求；按惰性气氛设计的系统应有监测和控制氧（或惰性介质）含量的装置。

表 9-12 惰性气氛的最高允许氧含量

所在地	氧的体积份额（%）	
	烟煤	褐煤
煤粉仓内	12	10
磨煤机（或系统末端）	14	12

（二）煤和煤粉水分

原煤的全水分 M_t，由外在（表面）水分 M_f 和内在水分即空气干燥基水分 M_{ad} 组成。三者之间的关系见式（9-10）。

$$M_t=M_f+\frac{M_{ad}(100-M_f)}{100} \tag{9-10}$$

式中 M_t——原煤的全水分，%；

M_f——煤的外在（表面）水分，%；

M_{ad}——内在水分即空气干燥基水分，%。

煤粉水分主要和煤的全水分以及磨煤机出口温度有关。煤粉水分 M_{pc} 和磨煤机出口温度 t_2 以及原煤水分 M_t 的关系如图 9-3 所示。

（三）煤粉细度

（1）对于固态排渣煤粉炉燃用无烟煤、贫煤和烟煤时，煤粉细度按式（9-11）选取。

$$R_{90}=0.5nV_{daf} \tag{9-11}$$

式中 R_{90}——90μm 筛子筛分时筛上余留量占煤粉总量的百分比，%；

n——煤粉均匀性指数；

V_{daf}——煤的干燥无灰基挥发分，%。

（2）当燃用褐煤和油页岩时，煤粉细度为

R_{90}=35%～50%（挥发分高时取大值，挥发分低时取小值）

$$R_{1.0}<1\%\sim3\%$$

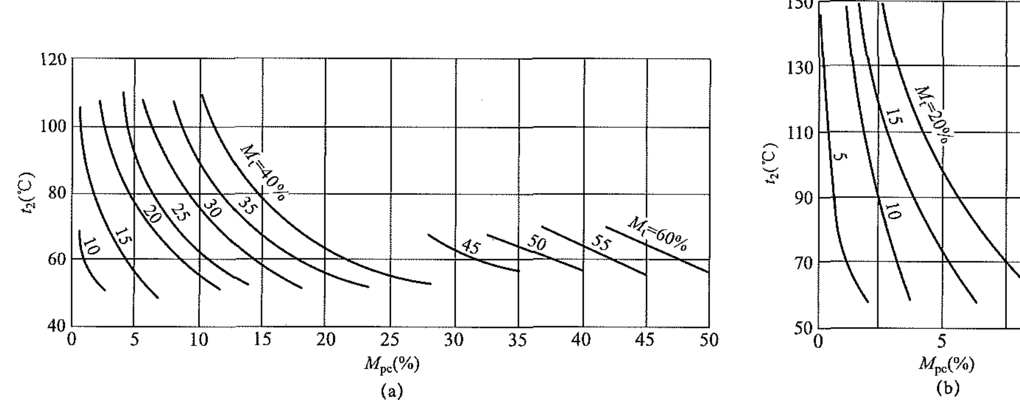


图 9-3　煤粉水分 M_{pc} 和磨煤机出口温度 t_2 以及原煤水分 M_t 的关系

（a）在直吹制粉系统、热空气干燥时，磨制烟煤；（b）在直吹制粉系统、热空气干燥时，磨制褐煤

（3）混煤的煤粉细度应先按质量加权的方法求出挥发分，再根据图 9-4 求取混煤的评价挥发分，根据评价挥发分再按式（9-11）求取混煤的煤粉细度。

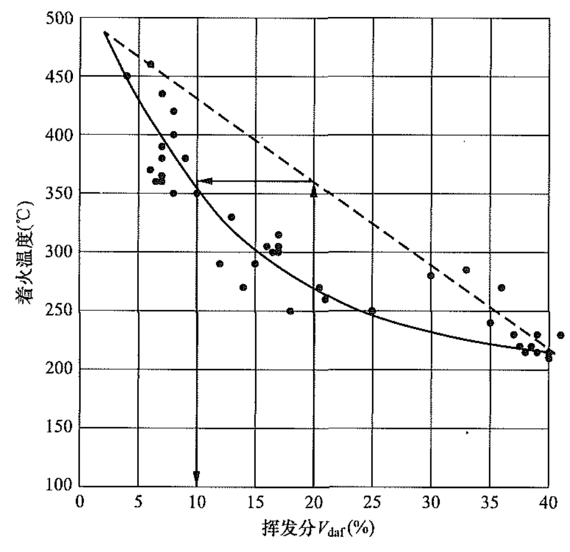


图 9-4　根据着火特性求混煤的评价挥发分

不同粒径下的煤粉细度换算见式（9-12）。

$$R_{x_2}=100\left(\frac{R_{x_1}}{100}\right)^{\left(\frac{x_2}{x_1}\right)^n} \tag{9-12}$$

式中　R_x——煤粉细度，%；

x——颗粒尺寸，μm；

n——煤粉的均匀性系数，取决于制粉设备的形式和煤种（一般情况下，配离心式分离器的制粉设备，n=1.0～1.1；配旋转式分离器的 n=1.1～1.2；烧褐煤采用双流式惯性分离器的 n≈1.0，单流惯性式的 n≈0.8）。

根据式（9-12）可导出煤粉均匀性系数计算式（9-13）。

$$n=\frac{\lg\ln\dfrac{100}{R_{x_1}}-\lg\ln\dfrac{100}{R_{x_2}}}{\lg\dfrac{x_1}{x_2}} \tag{9-13}$$

R_{90} 与 R_{75} 对应关系表（n=1.1）见表 9-13。

表 9-13　R_{90} 与 R_{75} 对应关系表（n=1.1）

R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}
0.5	0.15	5.5	2.89	10.5	6.37	15.5	10.25	20.5	14.42
1	0.36	6	3.21	11	6.74	16	10.65	21	14.85
1.5	0.59	6.5	3.54	11.5	7.11	16.5	11.06	21.5	15.28
2	0.84	7	3.88	12	7.49	17	11.47	22	15.72
2.5	1.10	7.5	4.22	12.5	7.88	17.5	11.88	22.5	16.16
3	1.38	8	4.57	13	8.26	18	12.30	23	16.60
3.5	1.66	8.5	4.92	13.5	8.65	18.5	12.72	23.5	17.04
4	1.96	9	5.72	14	9.05	19	13.14	24	17.48
4.5	2.26	9.5	5.63	14.5	9.44	19.5	13.56	24.5	17.93
5	2.57	10	6.00	15	9.84	20	13.99	25	18.38

续表

R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}	R_{75}	R_{90}
25.5	18.83	30.5	23.43	35.5	28.21	40.5	33.13	45.5	38.20
26	19.28	31	23.90	36	28.69	41	33.63	46	38.71
26.5	19.73	31.5	24.38	36.5	29.18	41.5	34.14	46.5	39.23
27	20.19	32	24.85	37	29.67	42	34.64	47	39.74
27.5	20.65	32.5	25.32	37.5	30.16	42.5	35.14	47.5	40.26
28	21.10	33	25.80	38	30.65	43	35.65	48	40.78
28.5	21.57	33.5	26.28	38.5	31.15	43.5	36.16	48.5	41.30
29	22.03	34	26.76	39	31.64	44	36.67	49	41.82
29.5	22.49	34.5	27.24	39.5	32.14	44.5	37.18	49.5	42.34
30	22.96	35	27.72	40	32.64	45	37.69	50	42.87

（四）煤和煤粉密度

1. 煤的视在密度

煤的视在密度 $\rho_{c,ap}$ 可用仪器测定，也可按式（9-14）进行简化计算

$$\rho_{c,ap}=\frac{100\rho_{c,ac}}{100+\left(\rho_{c,ac}-1\right)M}\times\frac{100-M}{100-M_{ar}} \quad (9\text{-}14)$$

式中　$\rho_{c,ap}$——煤的视在密度，t/m³；

M——煤含水饱和时的极限水分，可近似采用燃料的最大水分 M_{max}（$M_{max}=1+1.07M_{ar}$），%；

M_{ar}——煤收到基水分，%；

$\rho_{c,ac}$——煤的真密度［可用实测法或按式（9-15）近似地确定］，t/m³。

$$\rho_{c,ac}=\frac{100\rho_0}{100-A_d\left(1-\dfrac{\rho_0}{2.9}\right)} \quad (9\text{-}15)$$

式中　A_d——煤的干燥基灰分，%；

ρ_0——除去矿物质（灰分）的“纯煤”的真密度，t/m³。

对于贫煤和无烟煤按式（9-16）确定。

$$\rho_0=\frac{100}{0.56C_{daf}+5H_{daf}} \quad (9\text{-}16)$$

式中　C_{daf}、H_{daf}——煤的干燥无灰基碳、氢含量，%。

对于贫煤、无烟煤以外的其他煤种按式（9-17）计算：

$$\rho_0=\frac{100}{0.334C_{daf}+4.25H_{daf}+23} \quad (9\text{-}17)$$

2. 煤的堆积密度

原煤粒度 $R_{5.0}$=20%～30%时，堆积密度 $\rho_{c,b}$ 可按式（9-18）计算：

$$\rho_{c,b}=0.63\rho_{c,ap} \quad (9\text{-}18)$$

式中　$\rho_{c,b}$——原煤堆积密度，t/m³。

3. 煤粉的堆积密度

对于中等密实程度的煤粉（例如在煤粉仓中），其自由堆积密度 $\rho_{pc,b}$ 可按式（9-19）计算：

$$\rho_{pc,b}=0.35\rho_{c,ac}+0.004R_{90} \quad (9\text{-}19)$$

式中　$\rho_{pc,b}$——煤粉的堆积密度，t/m³；

R_{90}——煤粉细度，即残留在筛孔为 90μm 筛子上的百分率，%；

$\rho_{c,ac}$——煤的真密度［按式（9-15）确定］，t/m³。

聚积起来的煤粉密度较式（9-19）计算的大 15%～20%，而疏松的煤粉（例如在给粉机中）其堆积密度可按式（9-20）计算：

$$\rho_{pc,b}=0.3\rho_{c,ac}(1-0.01M_{PC})+0.004R_{90} \quad (9\text{-}20)$$

（五）煤和煤粉平均比热容

煤和煤粉的比热容与煤的挥发分、灰分和水分有关。煤粉的平均比热容 c_{pc} 按式（9-21）确定：

$$c_{pc}=0.01[c_{dc}(100-M_{pc})+4.187M_{pc}] \quad (9\text{-}21)$$

$$c_{dc}=0.01[c_0(100-A_d)+c_A A_d] \quad (9\text{-}22)$$

$$c_A=0.754+1.465t\times10^{-4} \quad (9\text{-}23)$$

V_{daf}＞10%时：

$$c_0=0.74+2.05t\times10^{-3}+(0.66+t\times10^{-3})\frac{V_{daf}}{100} \quad (9\text{-}24)$$

V_{daf}≤10%时：

$$c_0=0.691+0.71t\times10^{-3}+(1.15+1.44t\times10^{-3})\frac{V_{daf}}{100} \quad (9\text{-}25)$$

式中　c_{pc}——煤粉的平均比热容，kJ/（kg·℃）；

M_{pc} ——煤粉水分（按图 9-3 选用），%；

c_{dc} ——煤的干燥基平均比热容，kJ/（kg・℃）；

A_d ——干燥基灰分，%；

c_A ——灰的平均比热容，kJ/（kg・℃）；

c_0 ——纯煤（煤的可燃物质部分）的平均比热容，kJ/（kg・℃）。

典型煤的干燥基比热容也可以按表 9-14 或图 9-5 查得。

表 9-14　　煤的干燥基比热容 c_{dc}　　[kJ/（kg・℃）]

温度（℃）	无烟煤	贫煤	烟煤	褐煤	页岩
0	0.767	0.814	0.883	0.933	0.856
100	0.881	1.13	1.221	1.248	0.994
200	0.992	1.447	1.541	1.563	1.132
300	1.102	1.764	1.896	1.878	1.269
400	1.213	2.081	2.234	2.192	1.407

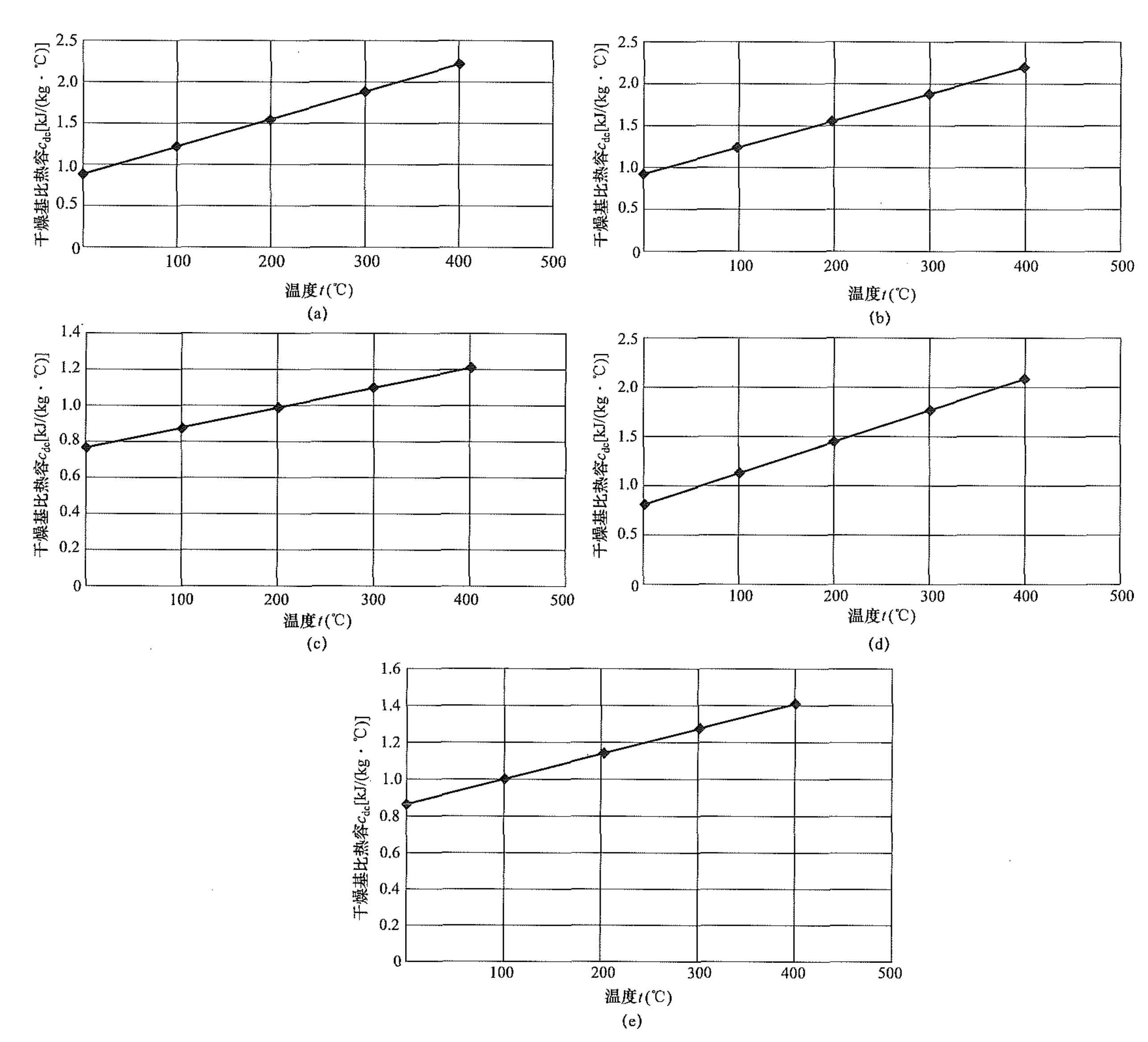


图 9-5　煤的干燥基比定压热容 c_{dc} 与温度的关系

（a）烟煤 $c_{dc}=0.0034t+0.8796$；（b）褐煤 $c_{dc}=0.0031t+0.9332$；（c）无烟煤 $c_{dc}=0.0011t+0.7684$；（d）贫煤 $c_{dc}=0.0032t+0.8136$；（e）页岩 $c_{dc}=0.0014t+0.8562$

五、制粉系统及磨煤机形式的选择

（一）选择原则

（1）在选择磨煤机形式和制粉系统时，应根据煤的燃烧、磨损、爆炸特性、可磨性、磨煤机的制粉特性及煤粉细度的要求，结合锅炉炉膛和燃烧器结构统一考虑，并考虑投资、电厂检修运行水平及设备的配套、备品备件供应以及煤的来源和煤中杂物情况诸因素，以达到磨煤机、制粉系统和燃烧装置匹配合理，保证机组的安全经济运行。

（2）根据煤的磨损指数选择磨煤机的界限是依据磨煤机碾磨件的寿命近似划分的。应根据煤的磨损指数和煤粉细度按磨煤机的寿命曲线或寿命的计算公式确定磨煤机碾磨件的寿命，再根据磨煤机研磨件的寿命选择磨煤机。中速磨煤机碾磨件的寿命应大于4000～6000h，对MPS磨煤机系指辊轮的单面寿命；风扇磨煤机冲击板寿命应大于1000～1500h。到上述寿命时的碾磨出力不应低于最大碾磨出力的90%。

（二）不同煤质条件下磨煤机及制粉系统的选择

制粉系统和磨煤机的选择中的首要依据是煤质特性及其变化范围，其中煤的挥发分和磨损指数又是主要因素，不同的煤种特性要求配备不同的制粉系统。制粉系统形式还要考虑和锅炉燃烧器、炉膛形式相匹配。只有这样，才能保证锅炉性能稳定。

GB 50660《大中型火力发电厂设计规范》对磨煤机及制粉系统的选型做了规定：磨煤机和制粉系统形式应根据煤种的煤质特性、可能的煤种变化范围、负荷性质、磨煤机的适用条件，并结合锅炉炉膛结构和燃烧器结构形式等因素，按有利于安全运行、提高燃烧效率，降低NO_x排放的原则，经过技术经济比较后确定。并符合以下规定：

（1）磨煤机形式的选择应符合下列规定：

1）大容量机组，在煤种适宜时，宜选用中速磨煤机。

2）燃用高水分、磨损性不强的褐煤时，宜选用风扇式磨煤机；当制粉系统的干燥能力满足要求并经论证合理时，也可采用中速磨煤机。

3）燃用低挥发分贫煤、无烟煤、磨损性很强的煤种时，宜选用钢球式磨煤机或双进双出钢球式磨煤机。

（2）制粉系统形式的选择应符合下列规定：

1）采用中速磨煤机、风扇磨煤机或双进双出钢球磨煤机制粉设备时，宜采用直吹式制粉系统。

2）当燃用非易燃易爆煤种且采用常规钢球磨煤机制粉设备时，宜采用储仓式制粉系统。

各类磨煤机及制粉系统适用范围见表9-15。

表9-15　各类磨煤机及制粉系统适用范围

煤种	煤特性参数						磨煤机及制粉系统
	V_{daf}（%）	IT（℃）	K_e	M_f（%）	R_{90}（%）	R_{75}（%）	
无烟煤	6.5～10	>900	不限	≤15	～4	～8	中间储仓式钢球磨煤机炉烟干燥热风送粉； 双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统
		800～900	不限	≤15	4～6	8～10	中间储仓式钢球磨煤机热风送粉； 中间储仓式钢球磨煤机炉烟干燥热风送粉； 双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统； 双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统（配双拱燃烧锅炉）
贫瘦煤	10～15	800～900	不限	≤15	4～6	8～10	同无烟煤
	15～20	700～800	>5.0	≤15	～10	～15	双进双出钢球磨煤机直吹式
		700～800	≤5.0	≤15	～10	～15	中速磨煤机直吹式
烟煤	20～37	500～800	>5.0	≤15	10～20	15～26	双进双出钢球磨煤机直吹式
		500～800	≤5.0	≤15	10～20	15～26	中速磨煤机直吹式
褐煤	>37	<600	≤5.0	≤19	10～20		中速磨煤机直吹式
		<600	≤3.5	>19	45～55		三介质或二介质干燥风扇磨煤机直吹式； 带乏气分离、风扇磨煤机直吹式
		<600	≤3.5	M_t>40	50～60		

注　1. 在V_{daf}和煤粉气流着火温度（IT）之间优先以IT指标为准。

2. 表中各类磨煤机磨损指数的界限仅是估计值，最终应根据寿命计算或碾磨件的寿命规定为准。

（三）直吹式制粉系统磨煤机的比较

各种形式的制粉系统性能综合比较见表9-16。

表 9-16　　各种形式制粉系统性能的综合比较

项目	中储式钢球磨煤机热风送粉系统	中速磨煤机直吹式系统	风扇磨煤机直吹式系统	双进双出钢球磨煤机直吹式系统	中储式钢球磨煤机炉烟干燥热风送粉系统	双进双出钢球磨煤机半直吹式系统
主要特点	（1）可以提高一次风温度。 （2）煤粉细	（1）系统无漏风。 （2）电耗低	（1）干燥性能好。 （2）电耗低	（1）系统无漏风。 （2）煤粉细	（1）可以提高一次风温度。 （2）煤粉细。 （3）三次风小。 （4）防爆好	（1）可以提高一次风温度。 （2）煤粉细。 （3）无漏风
主要问题	（1）系统漏风。 （2）防爆差	需要清除煤中“三块”	研磨件寿命短	电耗高	系统漏风	电耗高
适用煤种	无烟煤和低挥发分贫煤	（1）高挥发分贫煤和烟煤。 （2）表面水分小于 19%的褐煤	褐煤	无烟煤、贫煤、烟煤	无烟煤、贫煤	无烟煤、贫煤

磨煤机的选型和制粉系统的选择是息息相关和不可分割的，表 9-17 为直吹式制粉系统各类磨煤机性能进行综合比选。

表 9-17　　各类磨煤机性能综合比较

序号	项目	低速磨煤机	中速磨煤机配旋转分离器	
		双进双出钢球磨	RP（HP）型	MPS 型（ZGM 型）
1	阻力（压头）（kPa）	2.0～3.0	3.5～5.5	5.0～7.5
2	磨煤电耗（kWh/t）	20～25（烟煤） 25～29（无烟煤）	8～11	6～8
3	通风电耗（kWh/t）	10～19	12	14～15
4	制粉电耗（kWh/t）	30～44（烟煤） 35～48（无烟煤）	20～23	20～23
5	磨耗（g/t）	100～150	15～20	10～15
6	研磨件寿命（h）	1～2 年	4000～15000	4000～15000
7	煤粉细度 R_{90}（%）	4～25	8～25	15～35
8	煤粉分配（最大相对偏差）（%）	$\Delta Q<5$ $\Delta\mu<25$	$\Delta Q<5$ $\Delta\mu<25$	$\Delta Q<5$ $\Delta\mu<25$
9	检修维护工作量	维护件少	维护量较 MPS 磨小	更换磨辊工作量大
10	煤种适应性	无烟煤、低挥发分贫煤、磨损指数高的烟煤	高挥发分贫煤和烟煤，表面水分为 19%以下的褐煤	高挥发分贫煤和烟煤，表面水分为 19%以下的褐煤

注　ΔQ 为流量偏差，%；$\Delta\mu$ 为煤粉浓度偏差，%。

六、制粉系统设计参数的确定

（一）设计压力

煤粉系统设备、管道设计压力与燃料特性及系统形式有关，应按防爆设计压力确定。具体如下：

（1）不装设防爆门时，系统设备、管道及部件按抗爆压力或抗爆炸冲击设计，应按下列规定：

1）系统运行压力不超过 15kPa 的设备、管道及部件，应按承受 350kPa 的内部爆炸压力进行设计；系统运行压力超过 15kPa 时，应按承受 400kPa 的内部爆炸压力进行设计。

2）制粉系统某些部件，如大平面、尖角等可能受到冲击波压力作用，应根据这些作用对其强度的影响进行设计。

（2）装设防爆门时，系统设备、管道及部件按减低的最大爆炸压力设计，应按下列规定：钢球磨煤机和中速磨煤机系统，设备、管道及部件按承受不低于 150kPa 内部爆炸压力设计。

（二）设计温度

介质设计温度为锅炉最大连续出力时，介质在设计管段上的最高工作温度。制粉系统设备、管道的设计温度与燃料特性和系统形式有关。介质设计温度应按设备资料及燃烧制粉系统热力计算的结果确定。

制粉系统气粉混合物的设计温度应考虑管内积粉或燃烧器回火的影响。

制粉系统中主要的管道为原煤管道、制粉管道和送粉管道，对于直吹式制粉系统，主要为原煤管道和送粉管道。原煤管道的设计温度按常温（室温）确定；送粉管道的设计温度按热力计算的结果确定，且不得高于表 9-18 规定的磨煤机出口最高允许温度 t_{M2}。

表 9-18　磨煤机出口最高允许温度 t_{M2}　（℃）

类别	煤种	温度
双进双出钢球磨煤机直吹式系统（磨煤机后）	褐煤	60～70
	烟煤	70～90
	贫煤	100～130
RP（HP）型、MPS（ZGM）型中速磨煤机直吹式系统（分离器后）	当 V_{daf}<40%时，t_{M2}=[(82-V_{daf})5/3±5]； 当 V_{daf}≥40%时，t_{M2}=60～70	

（三）设计流速

直吹式制粉系统管道的设计流速要求见本手册第二十三章第一节。

七、防爆设计

当煤的干燥无灰基挥发分大于 10%（或煤的爆炸性指数大于 1.0）时，制粉系统设计时应考虑防爆要求。

（一）煤粉云爆炸特性、爆炸预防和控制

煤粉云爆炸特性参数是用来描述不同种类煤粉云的相对爆炸危险性的参数，分为煤粉云爆炸感度参数和煤粉云爆炸烈度参数。

（1）煤粉云爆炸感度参数。煤粉云爆炸感度指数即煤粉的爆炸性指数，煤粉的爆炸性指数及煤粉爆炸等级分类按照本章第一节中“煤粉爆炸特性”中有关内容进行计算。

（2）煤粉云爆炸烈度参数。煤粉云爆炸烈度是表示煤粉云爆炸危害的猛烈程度，常用煤粉云最大爆炸压力（p_{max}）、煤粉云最大爆炸压力上升速率$\left[\left(\frac{dp}{dt}\right)_{max}\right]$和煤粉云最大爆炸指数（$K_{max}$）等作为煤粉云爆炸烈度判别指数。上述参数越大即爆炸烈度越强，爆炸危害的猛烈程度越大。

煤粉云最大爆炸压力（p_{max}）是指在规定容积和点火能量下，煤粉云中可燃粉尘浓度范围内，不同浓度值对应的所有爆炸压力峰的最大表压力值。对于大多数煤粉云，在密闭容器中爆炸时出现的最大爆炸压力值（p_{max}）是着火状态下绝对压力的 6～10 倍。

在密闭容器中，给定的煤粉云爆炸时，产生的最大爆炸压力上升速率与爆炸容器的容积立方根的乘积为一常数，这个常数称为煤粉云的最大爆炸烈度指数（K_{max}），也称为煤粉云最大爆炸指数。

按照爆炸烈度指数（K_{max}）值将煤粉云爆炸猛烈程度分为三级，见表 9-19。

表 9-19　煤粉云爆炸等级表

爆炸烈度指数 K_{max}（MPa·m/s）	最大爆炸压力 p_{max}（MPa）	爆炸烈度等级
>0.0～20.0	≤1.0	St1
>20.0～30.0	≤1.0	St2
>30.0	≤1.2	St3

部分不同煤种及矿区煤粉爆炸特性参数见表 9-20，需要说明的是，同一矿区的煤，由于水分、灰分和挥发分的差异，爆炸特性参数也会有较大的差别，见表 9-21，在具体工程应用时宜根据实际采用的煤质进行测定。

表 9-20　国内部分煤种的爆炸特性参数

序号	煤粉尘类型	最大爆炸压力 p_{max}（MPa）	最大爆炸压力上升速率 $(dp/dt)_{max}$（MPa/s）	最大爆炸指数 K_{max}（MPa·m/s）	爆炸等级
1	永川煤粉	0.75	15.3	15.3	St1
2	前江煤	0.79	6.8	6.8	St1
3	兖州煤	0.79	13.2	13.2	St1
4	淮南煤	0.77	12.4	12.4	St1
5	大屯局煤	0.71	14	14	St1

续表

序号	煤粉尘类型	最大爆炸压力 p_{max}（MPa）	最大爆炸压力上升速率 $(dp/dt)_{max}$（MPa/s）	最大爆炸指数 K_{max}（MPa·m/s）	爆炸等级
6	石嘴山局煤	0.68	6.8	6.8	St1
7	窑街局煤	0.77	9.2	9.2	St1
8	潞安局煤	0.70	4.1	4.1	St1
9	峰峰局煤	0.70	2.5	2.5	St1
10	石炭井局煤	0.71	8.0	8.0	St1
11	西山局煤	0.73	7.3	7.3	St1
12	烟煤	0.92	12.9	12.9	St1
13	烟煤（挥发分 29%）	0.86	14.9	14.9	St1
14	褐煤（挥发分 43%）	0.75	14.5	14.5	St1
15	褐煤	1.0	15.1	15.1	St1

注 最大爆炸压力上升速率与测试容器的容积有关，本表是采用测试容器容积为 1m³ 得到的数据。

表 9-21 山西部分矿区原煤爆炸特性参数测试结果

地区	M_{ad}（%）	A_d（%）	V_{daf}（%）	p_{max}（MPa）	$(dp/dt)_{max}$（MPa/s）	K_{max}（MPa·m/s）
西山	2.14	5.40	12.30	0.52	31.49	8.40
	1.08	13.28	18.36	0.43	43.70	11.799
	2.32	4.91	10.92	0.45	47.60	12.852
汾西	0.68	9.70	23.45	0.54	41.74	11.270
	0.60	8.92	21.77	0.51	40.28	10.876
	1.12	26.09	22.66	0.48	31.73	8.567
	0.97	23.97	26.11	0.54	31.25	8.438
霍州	1.04	19.63	27.56	0.55	45.65	12.326
	0.64	22.44	29.79	0.55	51.26	13.840
	1.74	18.16	33.50	0.50	46.14	12.458
	0.92	9.85	34.82	0.55	53.22	14.369
	0.74	12.46	30.16	0.58	55.41	15.041
大同	2.78	3.70	29.18	0.59	58.34	15.752
	2.38	2.89	34.59	0.61	65.18	17.599
	9.23	9.78	32.62	0.58	28.80	7.776
	4.46	8.94	28.94	0.46	57.42	15.503
	9.08	9.49	28.23	0.54	26.78	7.231
朔州	3.16	23.24	38.96	0.54	33.69	9.096
	4.20	21.82	43.12	0.55	31.98	8.635
	3.58	19.23	35.54	0.58	29.05	7.844
	4.68	23.42	40.41	0.48	18.55	5.008

注 本表是采用测试容器容积为 20L 得到的数据。

（3）煤粉云爆炸控制。有煤粉和空气存在的围包体内发生爆炸时，在爆炸压力未达到围包体的极限强度之前使爆炸产生的高温、高压燃烧产物和未燃物通过围包体上的薄弱部分向无危险方向泄出，使围包体不致被破坏的爆炸控制技术，称为泄爆（或者泄压）。泄爆不能阻止爆炸，只能减轻爆炸的危害作用。

按最大爆炸压力计算，使设备和管道在产生爆炸压力下无永久变形的设计，称为抗爆炸压力设计。

当发生爆炸时，在预定压力下迅速开启或爆破，以降低爆炸压力的装置，称为防爆门，分为自动启闭式和膜板式两种。

（二）制粉系统防爆系统配置

（1）正压直吹式制粉系统应当根据系统特点合理设置风门或阀门，至少包括下列各项：

1）原煤仓至给煤机的落煤管上应设置电动或手动操作的煤闸门。

2）给煤机至磨煤机的给煤管上应设置电动煤闸门。

3）磨煤机进口热一次风和调温风混合后的管道上或热一次风和调温风的管道上应设置快速隔绝门。

4）磨煤机分离器出口应设置快速隔离阀。

5）磨煤机至燃烧器的送粉管道上应设置隔绝阀，隔绝阀应尽量靠近燃烧器处，锅炉仅配置一台磨煤机者除外。

（2）除磨制无烟煤的制粉系统外，其他制粉系统应设置灭火设施，灭火系统应由快速动作的阀门控制。

（三）防爆设计压力

制粉系统的设计压力见本章第一节中“设计压力”的有关内容。

正压直吹式制粉系统的范围从给煤机入口上方0.61m 处和与磨煤机连接的管道及接入系统的密封风接口处起，至锅炉燃烧器止。这些设备、管道及部件包括但不限于下列各项：

（1）给煤机及其排出煤斗和至磨煤机的给煤管及部件。

（2）磨煤机所有承受内压的部件。

（3）磨煤机至燃烧器的送粉管道及部件。

（4）与磨煤机连接的管道，至热一次风和调温风隔绝门或磨煤机接口外 8 倍管道当量直径的管道。当管道和部件按抗爆炸压力或抗爆炸压力冲击设计有困难时，可装设防爆门并按减低的最大爆炸压力设计，防爆门的设置要求见本手册中防爆门设置的相应规定。

（5）外置式分离器及其与磨煤机连接的管道。

（6）与磨煤机连接的石子煤斗等。

其中，原煤仓可不按防爆压力设计。

（四）原煤仓

原煤仓内表面应光滑。其几何形状和结构应使煤整体流动顺畅，而且能使煤全部自流排出。

对黏性大（见本章第一节中“煤的黏结性”的说明）、有悬挂结拱倾向的煤，在原煤仓的出口段宜采用内衬不锈钢板、光滑阻燃型耐磨材料或不锈钢复合钢板。宜装设预防和破除堵塞的装置，包括在金属煤斗侧壁装设电动或汽功破拱装置，或其他振动装置。这些装置宜远方控制。当原煤仓出口处壁面与水平面夹角大于 70° 时，可不装设振动装置。对爆炸感度高、高挥发分和自燃倾向性高的烟煤和褐煤采用汽功破拱时，其气源宜采用惰性气体。

圆筒仓型原煤仓出口段截面收缩率不应大于 0.7，下口直径不宜小于 600mm，原煤仓出口段壁面与水平面的交角不应小于 60°。

非圆筒仓型原煤仓的相邻两壁交线与水平面的夹角不应小于 55°。壁面与水平面的交角不应小于 60°。对于黏性大或爆炸感度高（高挥发分）和自燃倾向性高的烟煤和褐煤，相邻两壁交线与水平面的夹角不应小于 65°，壁面与水平面的交角不应小于 70°。相邻壁交角的内侧应做成圆弧形，圆弧的半径不应小于200mm。

循环流化床锅炉的原煤仓出口段壁面与水平面的夹角不应小于 70°。

在严寒地区，钢结构的原煤仓，以及靠近厂房外墙或外露的钢筋混凝土原煤仓，仓壁应有防冻装置。

原煤仓应设置防燃、防爆及灭火措施。在原煤仓上部空间或金属煤斗下部设置通入灭火用惰性气体的引入管（$DN \geqslant 25$mm）固定接口，当原煤仓发现着火或停用期间出现阴燃时，可采用底部侧壁上设置的惰性气体接口（1～2 个）或上部接口喷射惰性气体覆盖、隔绝空气的方法来消除危险。原煤仓内煤的可燃气体析出和聚积有可能造成爆炸，因而应当设置排气装置及时排出。

（五）管道和风道设计

（1）对给煤机和/或磨煤机在正压下运行的系统，应防止热空气和/或烟气从原煤仓下部进入。在给煤机上方应有 2～3m 的密封煤柱，以便起到煤柱密封的作用。

（2）在各制粉系统间不应有连通气粉混合物的管道。

（3）制粉系统的所有零部件，不应存在阻滞煤粉的凸出部分和不平整处。

（4）煤粉管道的布置和结构不应存在煤粉在管道内沉积的可能性。

（5）应配备清扫系统，在系统停止运行时对送粉管道及其部件进行吹扫。

（6）煤粉管道和送粉管道宜采用焊接连接以减少法兰数量。

（7）送粉管道的配置和布置应防止煤粉沉积和燃烧器回火，不应有停滞区和死区。满足下列流速条件的送粉管道（无烟煤除外）可水平布置，否则与水平面的夹角不应小于 45°：对于直吹式制粉系统，在锅炉任何负荷下，从磨煤机到燃烧器的管道，流速不低于 18m/s。

（8）送粉管道设计时，应采取措施使系统中气粉混合物在各路送粉管道中分配均匀。同一层燃烧器各一次风（送粉）管中的粉量偏差不应超过：直吹式制粉系统为 10%。

（六）防爆门设置要求

防爆门的设计要求见本手册第二十三章烟风煤粉管道设计。

八、系统运行说明

锅炉燃烧制粉系统的启动和停止程序是锅炉及汽轮发电机启动和停止程序中不可分割的一部分，典型中速磨煤机冷一次风机正压直吹式制粉系统运行说明如下。

（一）系统运行方式

锅炉制粉系统的启动、正常运行和停运应按照制造厂提供的运行说明进行操作。

1. 启动

（1）在启动之前，应对风机、挡板、空气预热器、原煤及制粉系统各设备进行全面检查。

（2）锅炉已准备好点火，汽轮发电机组已准备启动，凝汽器真空已建立，过热器和再热器等的疏水管阀门已开启。

（3）两台空气预热器投运。

（4）至少各一台引风机、送风机投运。

（5）保持不小于 30%BMCR 风量进行锅炉吹扫。

锅炉点火，当点火成功，且锅炉已充分预热，满足燃煤条件时投入一次风机、密封风机、磨煤机和给煤机。

2. 正常运行

在机组正常运行时，锅炉控制系统接受负荷指令或主蒸汽压力信号进行控制。并进行下列各项控制以保证机组安全经济运行。

（1）给煤机转速控制：取实测风量信号与锅炉控制系统来的信号中小者为设定值。

（2）磨煤机入口热一次风挡板控制：根据设定的风煤比对磨煤机入口热一次风挡板进行调节。

（3）磨煤机入口冷一次风挡板控制：根据设定的磨煤机出口煤粉空气混合物温度值对磨煤机入口冷一次风挡板进行调节。

（4）氧量控制：由氧量设定值对风量自动进行校正。

（5）偏差极限控制：由运行人员投入，用来监视“风煤比”，当达到一定限制值时，发出信号，使给煤机转速下降，风量增加。

（6）一次风机入口动叶控制：根据设定的一次风母管压力值，对一次风入口动叶进行调节。

（7）二次风挡板、燃尽风挡板控制：根据风箱入口压力的变化调节风门挡板开度，二次风挡板的作用是分配燃烧器各层风箱之间的风量，不能用于调节炉膛总风量。它们的开度与给煤量有关，自动调节无须运行人员干预。

（8）锅炉负荷变化时，及时调整风量、煤量以保持汽温、汽压的稳定。增负荷时，先增加风量，后增加给煤量。减负荷时，先减给煤量，后减风量，其幅度不宜过大，尽量使同层燃烧器煤粉量一致。负荷变化幅度大时，调给煤量不满足要求时，采用启、停磨煤机的办法。

（9）正常运行时，同一层标高的前后墙燃烧器应尽量同时运行，不允许长时间出现前后墙燃烧器投运层数差为两层及以上运行方式。

3. 异常运行

异常运行由下列设备之一故障引起：送风机；引风机；一次风机；空气预热器；除尘器。

如果上述设备的任一台（均为两台时）退出运行，机组负荷将减到仍在运行设备的最大出力。由于风机故障引起的机组减负荷过程是自动进行的，对其他设备故障引起的减负荷是手动进行。

当一台引风机跳闸时，对应的一台送风机跳闸，两台一次风机和所有磨煤机继续运行，机组负荷自动降到一台送风机和引风机所对应的最大负荷。而燃料供给和一次风流量自动减少到相应负荷的需要。

当一台送风机或一台一次风机跳闸时，所有其他风机和所有磨煤机继续运行，负荷自动降到相应于继续运行的送风机或一次风机的最大负荷。燃料供给和运行风机的流量自动减少到满足相应负荷的需要。

4. 停机

锅炉正常停炉按锅炉运行说明规定的程序进行。

如果机组在全负荷自动控制状态下运行，要求减负荷至零，且锅炉完全冷却，则正常停炉程序如下：

（1）减负荷和停炉前进行吹灰。

（2）降负荷之前，应首先点燃要停运磨煤机所对应燃烧器的点火油枪，将磨煤机负荷降至最小后再关闭磨煤机和相应的油枪。

（3）逐步降低锅炉负荷。

（4）连续吹扫空气预热器。

（5）停运最后一台磨煤机并吹扫后，停运一次风机和磨煤机的密封风机。

（6）停运所有的油燃烧器。

（7）熄火后，保持调风器和炉膛风箱挡板在最终设定位置并维持送、引风机空气量不低于最大风量30%运行至少5min，以吹扫烟道内的可燃物。

（8）只要锅炉机组中有蒸汽产生，就得维持给水系统运行。

（9）锅炉吹扫结束后，可用送、引风机来冷却机组，尽可能均匀地冷却锅炉。

（10）维持空气预热器运转，直到空气预热器入口烟温降到空气预热器厂家要求的数值以下，然后才可以停转空气预热器。

（二）系统监视和控制

1. 给煤控制

在无总燃料跳闸的条件下，通过按钮选择，可对磨煤机运行方式自动或手动进行选择。自动方式即磨煤机和给煤机进行联动控制，启动时，先启动磨煤机，再由逻辑判断后启动给煤机；停运时，先停给煤机，再由逻辑判断后自动停止磨煤机运行。在手动方式下，磨煤机与给煤机分别控制。

磨煤机自动运行除与给煤机联动外，还应联动自动切投相邻点火油枪，自动开启或关闭磨煤机热风门和热风挡板等。

对于四角切圆燃烧方式，磨煤机的投入程序为：锅炉一般由下向上逐层投入燃烧器，一台磨煤机对应一层燃烧器，因此，按此顺序投入对应的磨煤机；也可按机组运行规程规定的次序分层投入燃烧器及对应的磨煤机，原则上在锅炉低负荷时不隔层运行燃烧器。

当运行的磨煤机总出力达到大于锅炉不投油最低稳燃负荷时，停运所有稳燃油枪。

投运磨煤机时，先启动润滑油泵，再开磨煤机出口阀，然后开磨煤机冷风门、密封风门。磨煤机投运后开热风调节挡板。

停磨煤机的程序与启动程序相反。

2. 中速磨煤机

（1）磨煤机启动许可条件。每一台磨煤机启动都要满足启动许可条件，即：不存在总燃料跳闸（MFT）信号；不存在任何停磨煤机的跳闸条件；磨煤机处于停运状态；至少有一台一次风机在运行，进入燃烧器的风量为30%～40%。

（2）点火许可条件。投磨煤机前要确认锅炉允许点火，有足够的点火能量可支持进入炉膛的煤粉燃烧，才可启动磨煤机。

点火许可需同时满足以下条件：

1）对应的暖炉油枪（层）已投运，或相邻层给煤机/磨煤机已运行，并且给煤机转速大于50%，以上任一条件满足，表示已具备磨煤机投运后点火能量。

2）对四角喷燃燃烧器，喷嘴处于水平位置，风量大于30%且小于40%；或已有任一台磨煤机在运行。

磨煤机启动前要确认满足以下准备条件：

磨煤机电源开关在“遥控”位置；

磨煤机没有电气故障，有电源，磨煤机未启动；

磨煤机热工模块好；

磨煤机热一次风隔绝门、冷一次风隔绝门开；

磨煤机出口门开；

磨煤机冷、热风门密封风门开；

磨煤机石子煤斗进口门开；

磨煤机润滑油泵运行；

磨煤机润滑油压力大于0.09MPa（一般应0.15～0.35MPa）；

磨煤机润滑油流量大于105L/min（一般175L/min）；

磨煤机润滑油箱油温大于30℃（一般35～40℃）；

磨煤机润滑油泵出口滤网压差小于0.2MPa；

密封风/磨碗差压正常（>2kPa）；

磨煤机冷、热风门投自动，开度调整到使磨煤机出口温度60～70℃（<82℃，或者按磨煤机制造厂要求）；

磨煤机轴承温度小于75℃；

磨煤机电动机轴承温度小于80℃；

落煤管煤闸门打开；

无磨煤机跳闸指令；

磨煤机允许启动。

（3）磨煤机跳闸条件（出现任一条件时）：

磨煤机启动失败延迟15s；

磨煤机停止失败延迟15s；

磨煤机电气故障；

磨煤机出口门未打开（延迟2s跳闸）；

总燃料跳闸（MFT）；

失去一次风（磨煤机在运行，无一次风机运行）或一次风压低（<6kPa）延迟5s；

磨煤机已启动而润滑油泵跳闸或润滑油压低（<0.07MPa）（持续10s，包括电动机润滑油及齿轮箱润滑油）；

有磨煤机跳闸指令，如RB，火检未测到火焰；

磨煤机轴承温度高（≥80℃）；

磨煤机电动机轴承温度高（≥90℃）；

磨煤机密封风/磨碗差压低（<1254Pa），延迟60s；

磨煤机出口温度高（≥120℃）；

磨煤机润滑油温高（>65℃）；

磨煤机润滑油箱油位低；

磨煤机润滑油流量低（≤105L/min）；

磨煤机对应的燃烧器层电源失去持续2s；

磨煤机冷一次风门未打开，延时2s；

FCB来跳磨煤机信号；

点火许可条件失去。

(4)磨煤机润滑油泵跳闸条件(出现任一条件时):

润滑油箱温度低（<30℃）;

润滑油供油温度高;

润滑油箱油位低;

推力轴承温度高;

润滑油系统电源丧失，10s 内不能恢复;

启动失败（启动 25s 后，润滑油供油压力小于 0.07MPa），延时 10s;

润滑油供油压力低，延时 2s。

(5) 磨煤机润滑油泵启动允许条件:

磨煤机润滑油泵没有跳闸信号;

磨煤机润滑油泵没有电气故障，有电源，未启动;

磨煤机润滑油泵电源开关在“遥控”位置;

磨煤机润滑油泵允许启动;

磨煤机润滑油箱油位不低于设定值;

磨煤机润滑油温大于 15℃。

(6) 给煤机启动条件:

有允许启动指令，无跳闸条件;

给煤机电源开关在遥控方式;

不存在 MFT 信号;

给煤机处于停运状态，超过 3s;

磨煤机启动、点火允许条件继续满足;

相应磨煤机已运行;

给煤机转速设置在最小值;

给煤机进、出口门开启，皮带上有煤;

吹扫机未过载;

磨煤机允许进煤(如磨煤机出口温度达到规定值，且大于 43℃; 暖磨 15min 以上; 磨煤机冷热风门开启; 热一次风压大于 7kPa);

给煤机无电气故障。

(7) 给煤机跳闸条件（出现任一条件时):

磨煤机停运或跳闸;

主燃料跳闸（MFT);

给煤机启动 5s 后皮带上仍没有煤(即断煤信号持续 5s) 且磨煤机功率不大于最小值;

给煤机启动 180s 内，相应的磨煤机允许点火条件失去;

给煤机电气故障;

给煤机启动或停止失败，延时 10s;

给煤机堵煤且磨煤机功率大于最小值;

给煤机运行有煤而吹扫机过负荷。

第二节　常见系统设计方案

常见的直吹式制粉系统类型有以下几种：双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统（带热风旁路风系统)、双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统、中速磨煤机直吹式制粉系统、风扇磨煤机直吹式制粉系统。

上述直吹式制粉系统中，目前应用广泛的是双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统和中速磨煤机直吹式制粉系统，本节做重点说明，其系统流程图和相关说明见本节。风扇磨煤机直吹式制粉系统多用于褐煤锅炉，其系统设计要求见本手册第十一章的相关内容。

一、中速磨直吹式制粉系统

直吹式制粉系统主要缺点是: 制粉设备出故障时，锅炉必须降低负荷甚至停炉，可靠性差，因此每台锅炉需配置多台磨煤机，并设置备用磨煤机。当锅炉负荷变化时，磨煤机出力必须相应变化，磨煤机不能总处于最佳工况下工作，故低负荷运行经济性较差; 该系统适应机组负荷变化时是从改变磨煤机给煤量开始调节的，适应负荷的时滞略大。

中速磨煤机直吹式制粉系统又分为冷一次风机中速磨煤机直吹式制粉系统（见图 9-6）和热一次风机中速磨煤机直吹式制粉系统，热一次风机系统中一次风机置于空气预热器之后。相比热一次风机系统，冷一次风机系统节省电耗，目前得到了广泛的应用。根据我国的运行实践，在燃用煤的着火和燃尽性能中等以上的贫煤、烟煤以及低水分的褐煤时，配合使用着火性能良好的燃烧器，应用中速磨煤机冷一次风机直吹式制粉系统时，锅炉表现了良好的燃烧稳定性和燃尽性能。常规冷一次风机中速磨煤机直吹式制粉系统每台锅炉有两台高压一次风机和两台空气预热器，将来自热一次风母管的热风与来自冷一次风母管的冷风（调温风）适当混合，达到所要求的温度后作为磨煤机入口的一次风，经过一次风调节挡板门和一次风隔离门送入各台磨煤机下部的风箱，风道上设有风量计量装置。原煤从原煤斗下方，经称重计量给煤机送入磨煤机进行碾磨。已经磨好的煤粉被送入磨煤机的热风（一次风）干燥并上升进入布置在磨煤机上方的分离器，细度不合格的煤粉落回到碾磨区重新磨制，合格

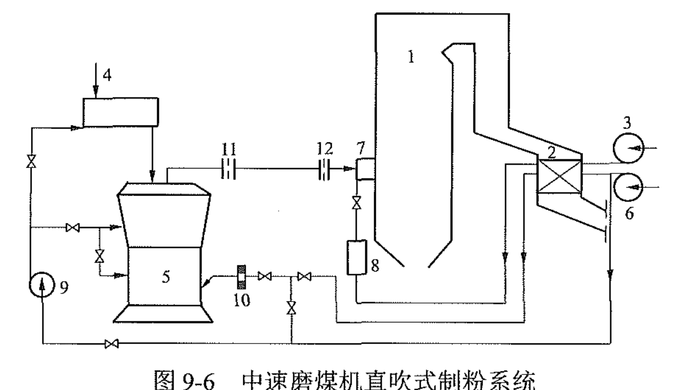


图 9-6　中速磨煤机直吹式制粉系统

1—锅炉; 2—空气预热器; 3—送风机; 4—给煤机; 5—磨煤机; 6—一次风机; 7—燃烧器; 8—二次风箱; 9—密封风机; 10—风量测量装置; 11—快速关断门; 12—隔绝门

的煤粉气流从上部输送出磨煤机，经送粉管道送至锅炉燃烧器，在送粉管道上设置有快速关断阀，用于检修或故障时隔离磨煤机。

采用正压直吹式制粉系统，磨煤机处于正压下运行，为防止制粉系统在运行时粉尘侵入某些传动部件的轴承而使其损坏或者磨煤机内风、粉通过动静间隙发生泄漏，要采用高压空气（即密封空气）对有关部位进行密封，即需要设置密封风系统。

二、双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统

双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统如图9-7所示。原煤通过称重计量给煤机从料斗卸下进入混料箱内，经旁路风预干燥后，通过落煤管落到磨煤机分离器底部，靠螺旋输送装置的旋转运动将煤送入正在旋转的筒体内。磨煤机由主电动机经减速器及开式齿轮传动带动筒体旋转。在筒体内装有一定量研磨介质——钢球。通过筒体的旋转运动将钢球提升到一定高度，钢球在自由泻落和抛落过程中对煤进行撞击和摩擦，直至将煤研磨成煤粉。由高压一次风机输送经空气预热器加热的热一次风在进入磨煤机前被分成两路。一路为旁路风，旁路风作用两个方面，一方面在混料箱内与原煤混合对煤进行预干燥，另一方面保持在煤粉管道中拥有足够的输送煤粉的风速；另一路为入磨风，进入磨机筒体内，输送并干燥筒体内的煤粉。风粉混合物通过中心管与中空管之间的环形通道被带出磨机。煤粉、入磨风及旁路风在输送器混合在一起后进入分离器，分离器内装可调整煤粉细度叶片，可根据要求调整煤粉细度，粗粒的不合格煤粉靠重力作用返回到原煤管，与原煤混合在一起重新进行研磨。经分离器分离后合格煤粉通过煤粉出口及送粉管道输送至燃烧器，然后喷进锅炉炉膛内进行燃烧。每台双进双出钢球磨煤机对应两台给煤机。

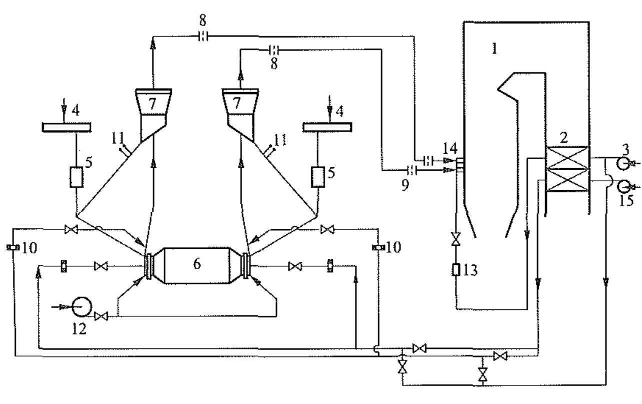


图9-7　双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统
（带热风旁路风系统）
1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；
5—下降干燥管；6—磨煤机；7—粗粉分离器；8—快速关断门；
9—隔离门；10—风量测量装置；11—锁气器；12—密封风机；
13—二次风箱；14—燃烧器；15—一次风机

根据双进双出钢球磨煤机对通风量的要求，一次风量对于无烟煤锅炉较为合适，燃用烟煤时，在煤的磨损指数高时，可以由旁路风量的投入比率来调整一次风率。旁路风的设计有冷风吹扫旁路和热风旁路两种，热风旁路的进入方式又分为从分离器入口管道进入、从磨煤机入口进入以及从给煤机下方的落煤管进入三种。

三、双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统

双进双出钢球磨煤机半直吹式系统（见图9-8）目前应用较少。双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统至磨煤机分离器出口的系统和双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统相同。双进双出钢球磨煤机分离器锥体上调节叶片可按要求调整煤粉细度，由粗粉分离器分离出来的细度合适的煤粉，通过煤粉管道引至细粉分离器，经细粉分离器分离出来的煤粉落入分离器下部锥体内，分离出的乏气作为三次风通过燃烧器送入炉膛。而由细粉分离器下来的煤粉通过锁气器后进入格栅式煤粉分配器内而被分成均匀的两股，分别落入各自对应的混合器内，与进入混合器的高温送粉风混合成高温煤粉一次风，通过一次风管道引入燃烧器。因此，双进双出钢球磨煤机半直吹式制粉系统具有中间仓储式制粉系统的特点，即细粉分离器相当于煤粉仓，细粉分离器下的旋转锁气器相当于给粉机。

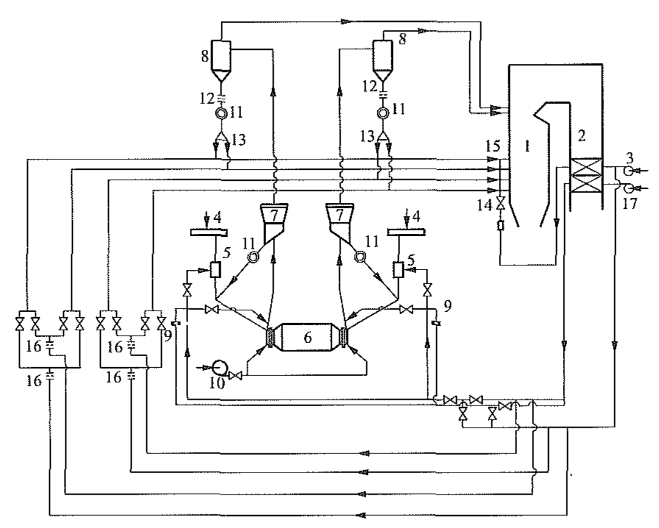


图9-8　双进双出钢球磨煤机半直吹式系统
1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；
5—下降干燥管；6—磨煤机；7—粗粉分离器；8—细粉分离器；
9—风量测量装置；10—密封风机；11—电动锁气器；
12—隔离门；13—分配器；14—二次风箱；15—燃烧器；
16—隔绝门；17—一次风机

采用半直吹式制粉系统后，当锅炉在低负荷运行时，进入磨煤机的煤量随着磨煤机出力的降低而减少，但是磨煤机的研磨能力保持不变。上述对于改善煤粉

细度是有利的，但是系统复杂，电耗大，也不能在机组运行时停运磨煤机。

四、典型系统流程图

典型300MW机组四角切圆燃烧锅炉配中速磨煤机冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图如图9-9所示，每台机组配置5台磨煤机和给煤机，每台磨煤机引出4根送粉管道对应于锅炉一层4个燃烧器。

典型600MW机组四角切圆燃烧锅炉和前后墙对冲燃烧锅炉配冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图如图9-10和图9-11所示。600MW机组常规配置6台中速磨煤机，当采用四角切圆燃烧锅炉时，每台磨煤机引出4根送粉管道对应于锅炉一层4个燃烧器；当采用前后墙对冲燃烧锅炉时，每台磨煤机引出5～6根送粉管道对应于前墙或后墙的一层燃烧器。

典型1000MW机组四角切圆燃烧锅炉、八角双切圆燃烧锅炉和前后墙对冲燃烧锅炉配冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图如图9-12～图9-14所示（图9-13、图9-14见文后插页），1000MW机组常规配置6台中速磨煤机。当采用四角切圆燃烧锅炉（塔式锅炉）时，每台磨煤机引出4根送粉管道，每根送粉管道又通过分配器分为2个支管，对应于锅炉一个角的两层燃烧器；对于八角双切圆燃烧锅炉，每台磨煤机引出4根送粉管道，再通过分配器分为8根，对应于锅炉一层8个燃烧器；当采用前后墙对冲燃烧锅炉时，每台磨煤机一般引出4根送粉管道，再通过分配器分为平行的两根支管，一台磨煤机出口的送粉管道对应于前墙或后墙的一层8只燃烧器。典型1000MW机组双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统流程图如图9-15所示（见文后插页），常规1000MW机组配置6台双进双出钢球磨煤机。

第三节　联　锁　条　件

一、烟风、制粉系统联络保护

为保证锅炉及附属设备运行安全，烟风制粉系统应有以下联锁功能：

（1）当两台空气预热器停运后，联锁跳动（以下简称“联跳”）全部引风机、送风机、一次风机、磨煤机、给煤机。

（2）当事故切断两台引风机，则联跳全部运行的送风机、一次风机、磨煤机、给煤机。

（3）当事故切断一台引风机（两台运行时），则联跳相应一侧运行的送风机、一次风机、部分的磨煤机和给煤机。

（4）当事故切断两台送风机，则联跳全部运行一次风机、磨煤机和给煤机。

（5）当事故切断一台送风机（两台运行时），则联跳相应一侧的一次风机、部分的磨煤机和给煤机。

（6）当事故切断磨煤机运行时，关断磨煤机进口热风、冷风快速关断门和出口煤粉隔绝门。联跳相应给煤机。

（7）当事故切断给煤机运行时，相应磨煤机停运，关闭磨煤机进口热风、冷风快速关断门和出口煤粉隔绝门。

（8）当事故切断两台一次风机，则联跳全部运行的磨煤机和给煤机。

（9）当事故切断一台一次风机（两台运行时），关断该一次风机出口隔绝风门，并联跳部分的磨煤机、给煤机。

二、磨煤机的联锁条件

（1）磨煤机跳闸后，联锁跳相应给煤机，自动关热风门，冷风调整门自动开到100%（或不少于80%）进行吹扫，至少5min。

（2）给煤机停运3min后，自动停磨煤机，若不到3min即停磨煤机，则发出带煤停磨报警。

（3）磨煤机润滑油泵互为备用。

（4）磨煤机停用2min后停磨煤机润滑油泵。

（5）出现下列条件之一，必须切断该磨煤机（不是全部）：

磨煤机和给煤机保护故障；

磨煤机出口温度超过最高允许温度；

磨煤机通风量低于最小风量；

磨煤机密封风和气体压差太小；

煤量低于最小值；

锅炉负荷降低；

磨煤机前热风管道上关断挡板失灵。

（6）出现下列条件之一，必须切断全部磨煤机：

安全保护控制失灵；

燃烧空气量失去；

锅炉负荷降到最低稳燃负荷以下；

锅炉保护失灵；

火焰监视故障。

三、给煤机的联锁条件

（1）给煤机启动15s后，发出指令将给煤率送入煤量总加器。

（2）给煤机启动50s后，允许投给煤机转速自动，控制给煤量（如果此时无给煤机最小转速指令）。

（3）给煤机跳闸后，磨煤机不一定要联锁停运，但出现某些磨煤机跳闸条件，磨煤机应立即跳闸。

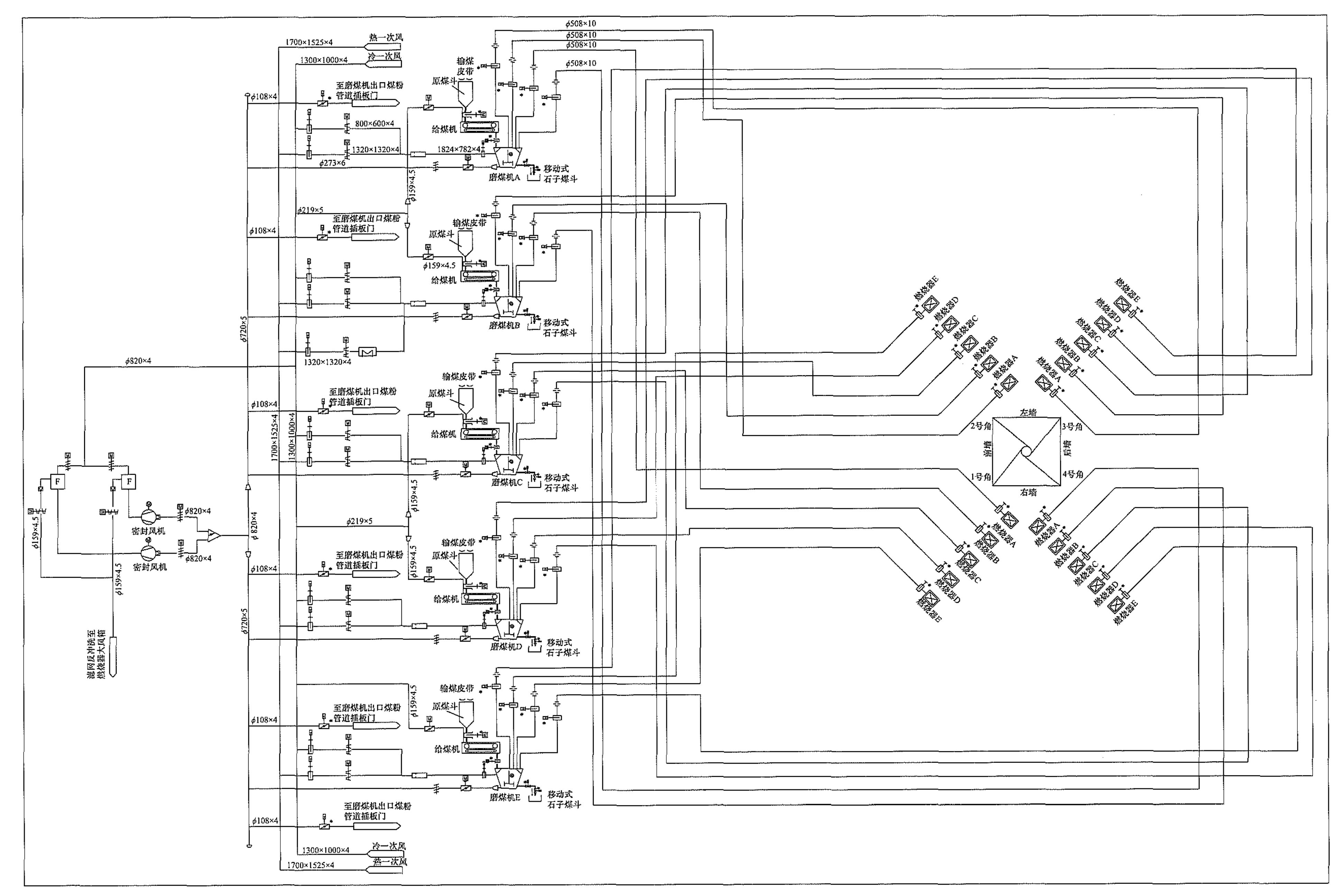


图 9-9 典型 300MW 机组四角切圆燃烧锅炉配中速磨煤机冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图

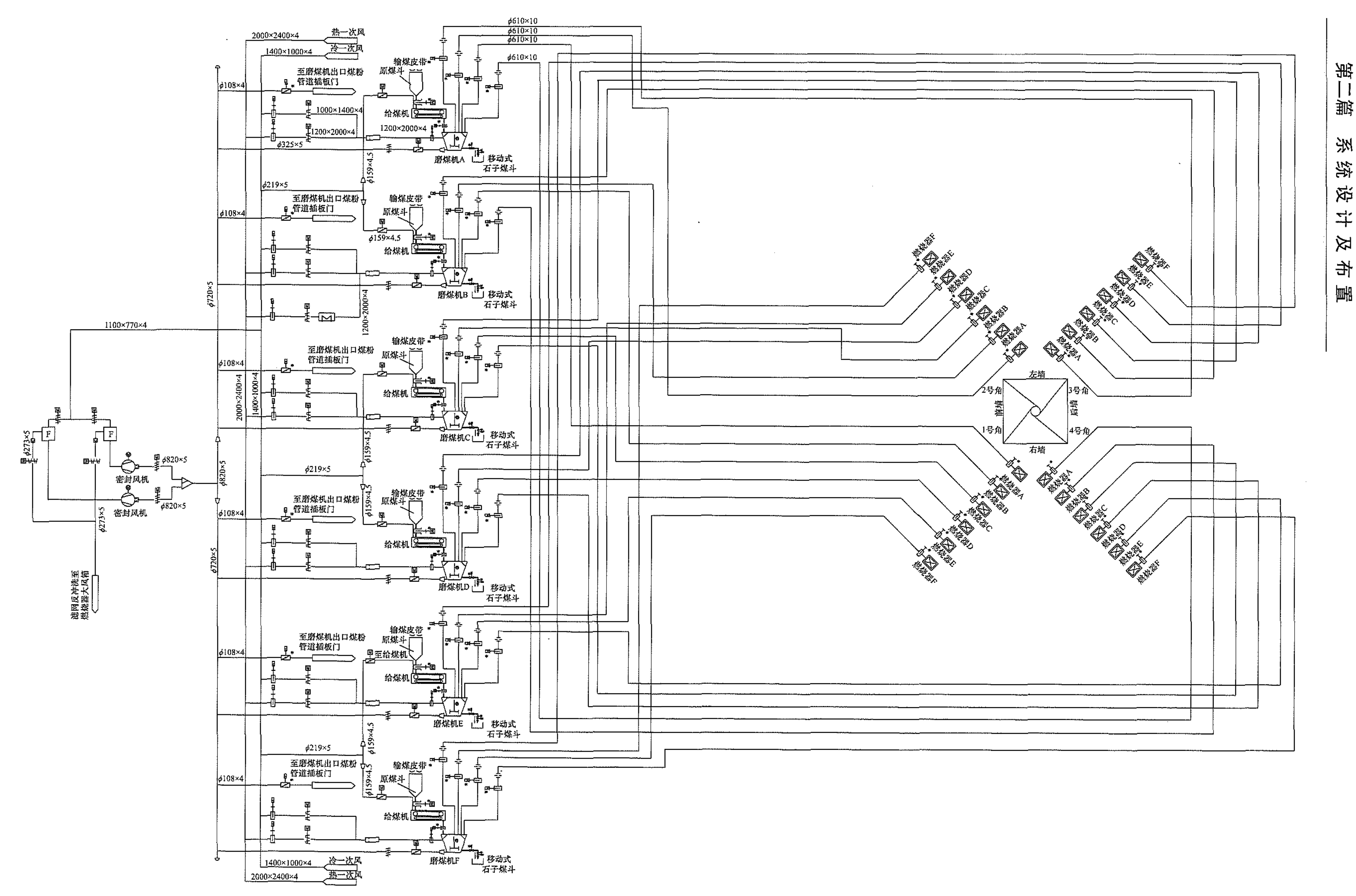


图 9-10 典型 600MW 机组四角切圆燃烧锅炉配冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图

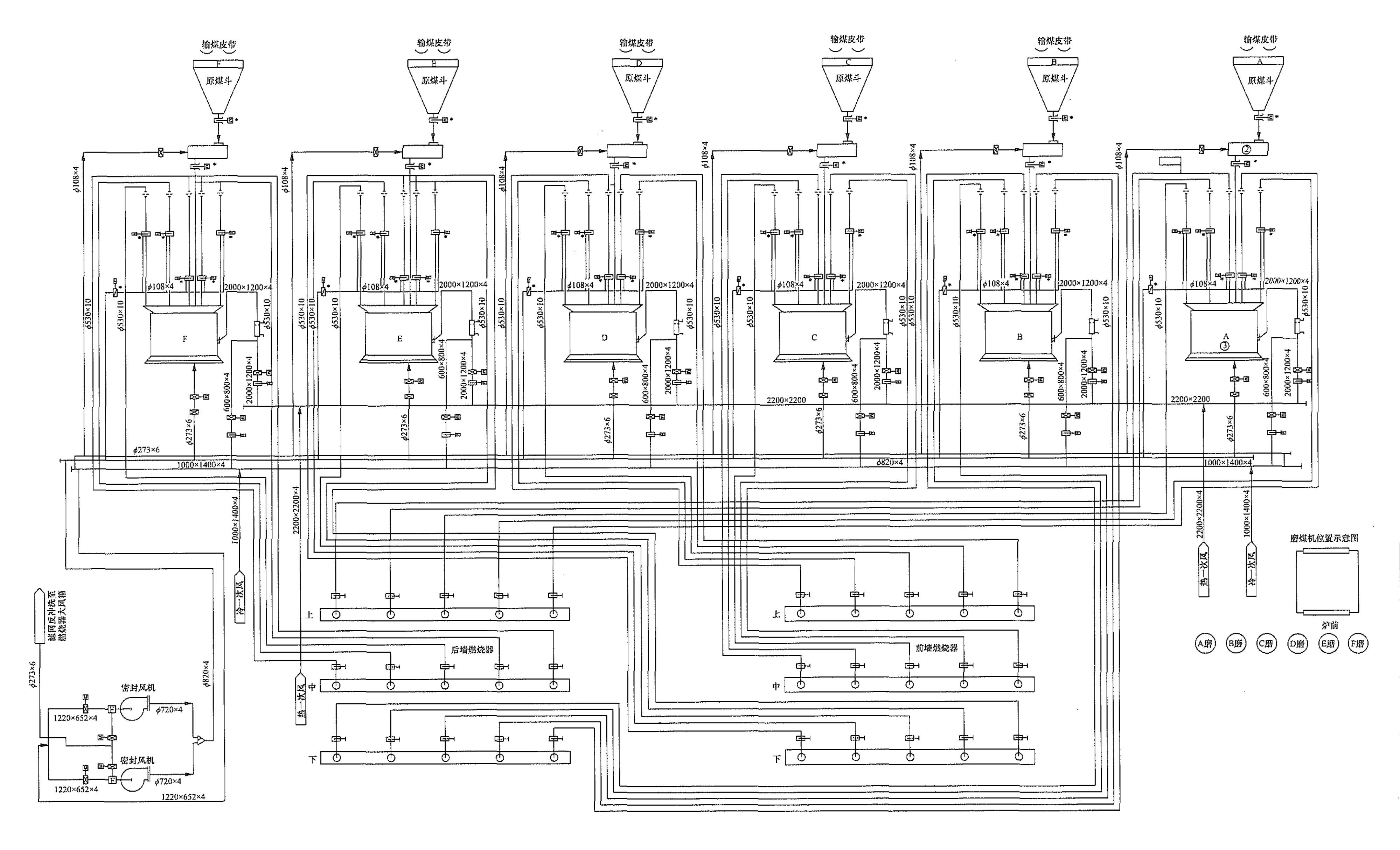


图 9-11 典型 600MW 机组前后墙对冲燃烧锅炉配冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图

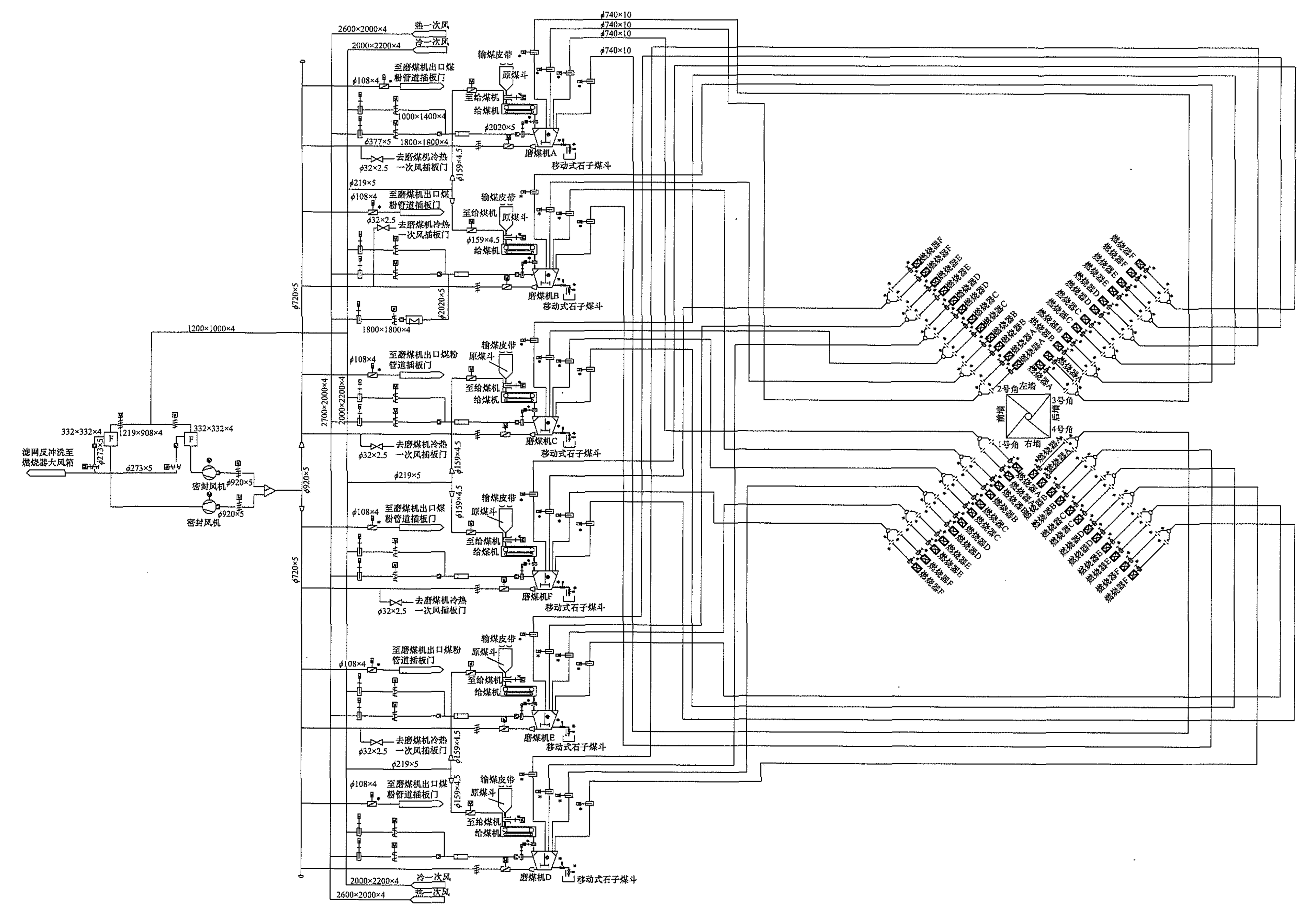


图 9-12 典型 1000MW 机组四角切圆燃烧（塔式锅炉）配冷一次风机正压直吹式制粉系统流程图

（4）出现以下情况之一，给煤机速度置最小：磨煤机出力过高；有给煤机速度置最小指令；磨碗压差高；给煤机停运。

（5）出现以下情况之一，给煤机速度置自动方式：无磨煤机出力过高信号；无给煤机速度置最小指令；无磨碗压差高信号；给煤机已投入运行，延迟 50s。

（6）正常停运磨煤机，需磨煤机出口温度降到60℃，且给煤机转速降到最低，再停给煤机。

（7）给煤机故障跳闸，延时 3min 停止相应的磨煤机。

四、密封风机的联锁条件

（1）风机启动转速正常后，密封风机出口挡板开。

（2）备用密封风机出口挡板关，当密封风母管压力与冷一次风母管压力差小于 996Pa 时，延时 10s，备用风机自启动；不小于 996Pa 时，备用风机停作联动备用，出口挡板关。

（3）一次风机启动正常后，选定的密封风机自启动；若启动失败，延时 2s，备用密封风机自启动，并报警。

第四节　设　计　计　算

直吹式制粉系统的设计计算包括原煤仓的设计计算、制粉系统热力计算、一次风率选择和设备选型计算。制粉系统设备选型计算见本章第五节，空气动力计算见本手册第二十二章。

一、原煤仓

（一）原煤仓储煤容量及设计要求

对于中速磨煤机直吹式制粉系统，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 8h 以上的耗煤量设计；对于双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统，原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 8h 以上的耗煤量设计；对于输煤系统采用两班制运行的电厂，直吹式制粉系统和原煤仓的总有效储煤量，可按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 10h 以上的耗煤量设计。

原煤仓的其他设计要求详见本章第一节系统说明中“七、防爆设计”相关内容。

（二）原煤仓容量计算

原煤仓的容积可由式（9-26）计算。

$$V_b = \frac{TB_g}{K_{fil}\rho_{c,b}Z_b} \tag{9-26}$$

式中　T——煤仓中存煤供锅炉工作的小时数；

B_g——锅炉最大连续蒸发量时的燃煤量，t/h；

K_{fil}——煤仓充填系数，取决于煤仓上部尺寸、进煤口位置和煤的自然堆积角，可取 $K_{fil}=0.8$，或通过计算确定（计算时，可以根据输煤皮带的卸料口确定自然堆积椎体数量，堆积椎体数量一般可取 2；原煤自然堆积角可取 35°～45°）；

$\rho_{c,b}$——原煤堆积密度［按式（9-18）计算］，t/m³；

Z_b——除备用磨煤机所对应的原煤仓外的原煤仓数目。

对于对称正方形截面双曲线原煤仓（见图 9-16）以及对称圆形双曲线原煤仓（见图 9-17）计算公式见表 9-22 和表 9-23。

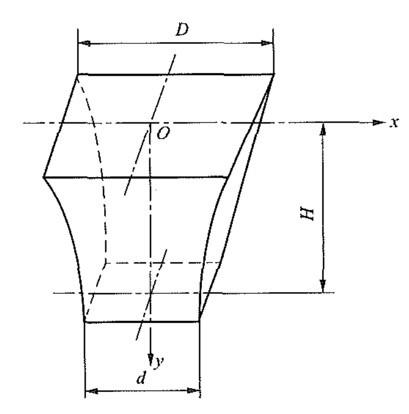


图 9-16　对称正方形截面双曲线原煤仓

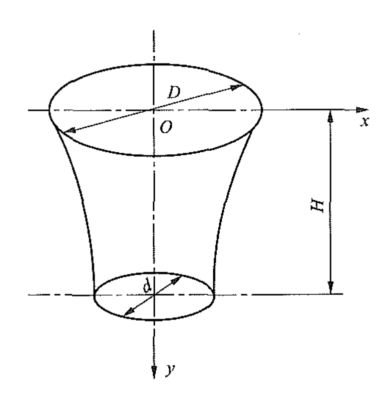


图 9-17　对称圆形双曲线原煤仓

表 9-22　对称正方形截面双曲线原煤仓容积计算

名称	等断面收缩率	递减断面收缩率
形线方程式	$X=\pm\frac{D}{2}e^{-cy/2}$ 收缩率 $C=\frac{2}{H}\ln\frac{D}{d}$ （C应不大于 0.7）	$X=\pm\frac{D}{2}\times\frac{C}{C+Y}$ 系数 $C=\frac{Hd}{D-d}$
容积	$V=\frac{H(D^2-d^2)}{2\ln\frac{D}{d}}$	$V=DdH$

表 9-23　对称圆形截面双曲线原煤仓容积计算

名称	等断面收缩率	递减断面收缩率
形线方程式	$X=\pm\frac{D}{2}e^{-cy/2}$ 收缩率 $C=\frac{2}{H}\ln\frac{D}{d}$ （C 应≤0.7）	$X=\pm\frac{D}{2}\times\frac{C}{C+Y}$ 系数 $C=\frac{Hd}{D-d}$
容积	$V=\frac{\pi H(D^2-d^2)}{\pi\ln\frac{D}{d}}$	$V=\frac{\pi}{4}DdH$

（三）常见原煤仓外形

原煤仓的外形根据皮带层、给煤机层高度以及储煤量计算结果确定，考虑到防堵煤要求，一般选用图 9-18 所示的圆柱＋圆锥形原煤仓，在不能够满足储煤量要求时，也可以选用图 9-19 长方柱＋圆柱＋圆锥形原煤仓；或者选用图 9-22 的长方柱＋圆柱＋双曲线形原煤仓。对于双进双出钢球磨煤机，一般采用一个原煤仓对应一台磨煤机，每个原煤仓有一个进口和两个出口，常见的原煤仓布置形式如图 9-20 长方柱＋圆锥形原煤仓和图 9-21 长方柱＋棱台＋圆锥形原煤仓所示。

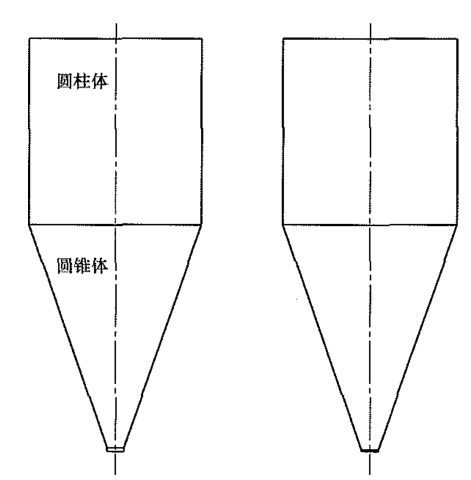


图 9-18　圆柱＋圆锥形原煤仓

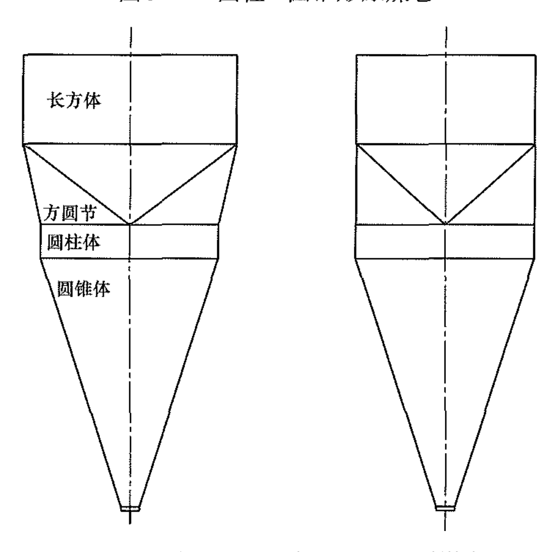


图 9-19　长方柱＋圆柱＋圆锥形原煤仓

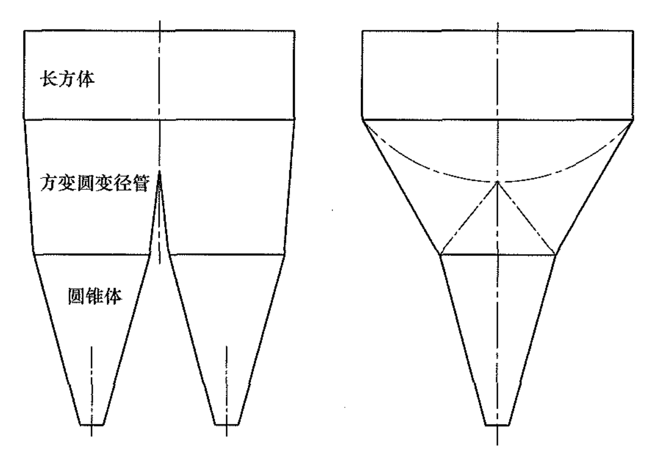


图 9-20　长方柱＋圆锥形原煤仓
（对应双进双出钢球磨制粉系统）

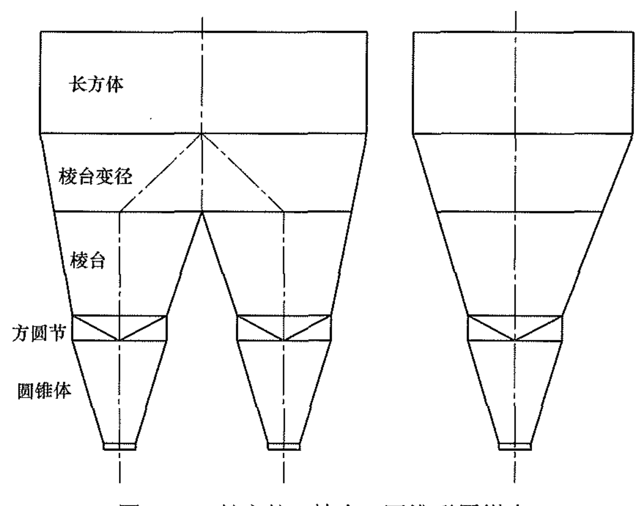


图 9-21　长方柱＋棱台＋圆锥形原煤仓
（对应双进双出钢球磨制粉系统）

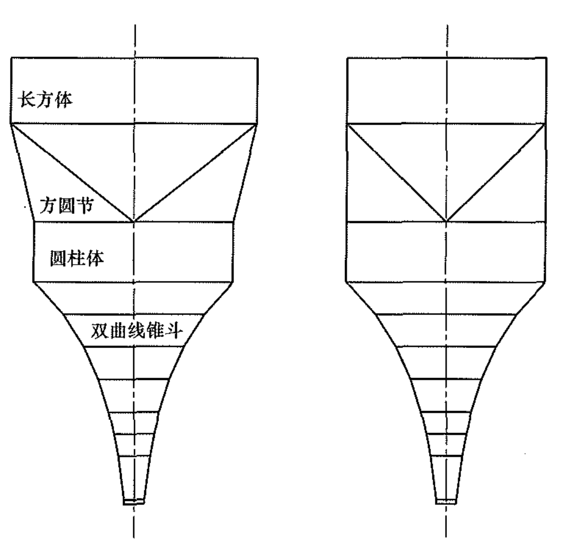


图 9-22　长方柱＋圆柱＋双曲线形原煤仓

二、制粉系统热力计算

（一）计算任务

制粉系统热力计算的任务是：

（1）确定磨煤机所需的干燥剂量、干燥剂初温和组成。

（2）确定制粉系统终端干燥剂总量、温度、水蒸气含量和露点。

（3）对于按惰化气氛设计的制粉系统，尚应计算终端干燥剂中氧的容积份额，并使之符合惰化气氛的规定。

（4）验算送粉管道中风粉混合物温度是否与所采用煤种相适应。

（5）确定制粉系统风机选型参数。

（二）计算的起点和终点

（1）起点：燃料的计算起点为原煤落入口；干燥剂计算的起点为引干燥剂入磨煤机的导管断面。

（2）终点：在正压下运行的设备计算终点为磨煤机分离器出口断面。

（三）始端干燥剂

对于中速磨煤机和双进双出钢球磨煤机正压直吹式制粉系统，始端干燥剂量按式（9-27）～式（9-29）进行计算，见表9-24。

表 9-24　　始端干燥剂量计算公式表

磨煤机种类	计算公式
碗式和轮式磨煤机	$$g_1=\frac{3.6Q_V\varphi_{MV}}{B_M\chi_M} \quad (9\text{-}27)$$
环球形磨煤机	$$g_1=2.066\left(1-\frac{\chi_M}{100}\right)^{1.5}+1.75 \quad (9\text{-}28)$$
BBD双进双出钢球磨煤机	$$g_1=R_{AC}\frac{\varphi_{MV}}{100}-3.6\frac{Q_S}{B_M\chi_M}-\Delta M \quad (9\text{-}29)$$

注　g_1为始端干燥剂量，kg/kg；

Q_V为磨煤机通风量，（可以根据磨煤机的种类从第二十七章磨煤机性能参数表之表 27-10～表 27-16 查询），kg/s；

B_M为磨煤机设计出力，t/h；

χ_M为相当于设计出力下的负荷率，%；

φ_{MV}为相当于χ_M下的通风率（见表9-25），%；

R_{AC}为磨煤机出口风煤比，磨煤机通风量与最大原煤出力之比，可以根据磨煤机的种类从第二十七章磨煤机性能参数表之表27-7查询，可在1.4～1.7之间变化，当要求较粗的煤粉（R_{90}＞18.5%）时，宜采用大于 1.50 的数值；

Q_S为磨煤机密封风量（可以根据磨煤机的种类从第二十七章磨煤机性能参数表之表27-7查询），kg/s；

ΔM为每千克原煤被干燥所蒸发的水量［见式（9-30）］，kg/kg。

表 9-25　　确定通风率的计算公式表

磨煤机类型	计算φ_{MV}的公式	备注
RP、HP 磨煤机	φ_{MV}=（0.6+0.4χ_M）×100%，χ_M＞25%	χ_M≤25%时，φ_{MV}=70%
轮式磨煤机（MPS，MPS-HP-II）	φ_{MV}=（0.667+0.333χ_M）×100%，χ_M＞25%	χ_M≤25%时，φ_{MV}=75%
BBD 型双进双出磨煤机	φ_{MV}=（0.40+0.50χ_M）×100%，χ_M＞40%	χ_M≤40%时，φ_{MV}=60%
SVEDALA 型双进双出磨煤机	φ_{MV}=（0.4+0.6χ_M）×100%，χ_M＞50%	χ_M≤50%时，φ_{MV}=70%

所干燥的水分按式（9-30）计算。

$$\Delta M=\frac{M_{ar}-M_{pc}}{100-M_{pc}} \qquad (9\text{-}30)$$

湿空气和干空气的比热容按式（9-31）～式（9-33）计算：

$$c_a=\frac{c_{da}+d\times c''_{H_2O}\times 10^{-3}}{1+d\times 10^{-3}} \qquad (9\text{-}31)$$

$$c_{da}=\frac{4t^4}{10^{14}}-\frac{2t^3}{10^{10}}+\frac{2t^2}{10^7}+\frac{6t}{10^6}+1.0048 \qquad (9\text{-}32)$$

$$c''_{H_2O}=\frac{3t^4}{10^{14}}-\frac{2t^3}{10^{10}}+\frac{3t^2}{10^7}+0.0001t+1.8576 \qquad (9\text{-}33)$$

式中　c_a——湿空气的比热容，kJ/（kg·℃）；

c_{da}——干空气的比热容，kJ/（kg·℃）；

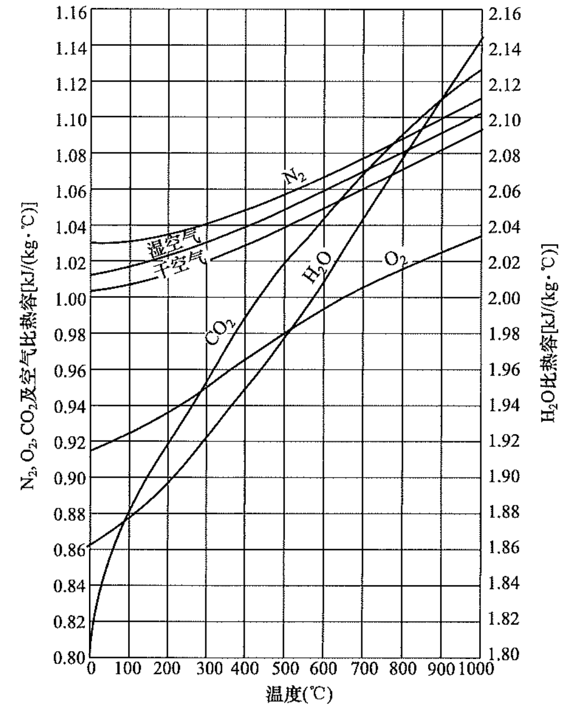
c''_{H_2O}——与干空气相同温度下水蒸气的比热容，kJ/（kg·℃）；

t——水蒸气或空气所在温度。

干空气和水蒸气的比热容也可以按表 9-26 或图 9-23 查得。

表 9-26　　常用气体的平均比定压热容 $c_{p,av}$　　[kJ/（kg・℃）]

t（℃）	CO_2	N_2	O_2	H_2O	干空气	湿空气	
						d=10g/kg	d=30g/kg
0	0.817	1.032	0.915	1.859	1.005	1.013	1.03
25	0.832	1.032	0.916	1.86	1.005	1.013	1.03
100	0.869	1.032	0.924	1.873	1.007	1.016	1.032
200	0.913	1.035	0.937	1.894	1.013	1.022	1.039
300	0.952	1.041	0.951	1.919	1.02	1.029	1.046
400	0.986	1.049	0.966	1.947	1.029	1.038	1.056
500	1.016	1.058	0.98	1.977	1.04	1.049	1.067
600	1.043	1.068	0.993	2.009	1.051	1.06	1.079
700	1.067	1.078	1.005	2.041	1.061	1.071	1.09
800	1.089	1.089	1.016	2.075	1.072	1.082	1.101



注：此图为湿空气的含水量 d=10g/kg 状态下气体的平均比定压热容。

图 9-23　常用气体的平均比定压热容 $c_{p,av}$

（四）终端干燥剂

终端干燥剂温度按表 9-18“磨煤机出口最高允许温度”中的公式计算，终端干燥剂量按式（9-34）计算。

$$g_2=(r_{ha}+r_{la})g_1+\Delta M+3.6\frac{Q_s}{B_M} \tag{9-34}$$

式中　g_2——终端干燥剂量，kg/kg；

r_{ha}，r_{la}——热风和冷风的份额，%；

g_1——始端干燥剂量，kg/kg；

ΔM——干燥的水分，kg/kg；

B_M——磨煤机设计出力，t/h；

Q_s——密封风质量流量，kg/s。

（五）热平衡

通过制粉系统热平衡计算，可以求出组成干燥剂的各种气体份额及干燥剂的初温度 t_1。制粉系统热平衡是认为在制粉系统起始断面输入的总热量与终端断面带出和消耗之总热量相等。

热平衡方程见式（9-35）～式（9-47）。

总的热平衡

$$q_{in}=q_{out}$$

$$q_{ag1}+q_{le}+q_s+q_{mac}=q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5 \tag{9-35}$$

制粉系统干燥磨制 1kg 煤输入总的热量 q_{in}(kJ/kg)

$$q_{in}=q_{ag1}+q_{le}+q_s+q_{mac} \tag{9-36}$$

干燥剂的物理热 q_{ag1}（kJ/kg）

$$q_{ag1}=c_{ag1}t_1g_1 \tag{9-37}$$

磨煤机工作时产生的热 q_{mac}

$$q_{mac}=K_{mac}e \tag{9-38}$$

密封（轴封）风物理热 q_s（kJ/kg）

$$q_s=\frac{3.6Q_s}{B_M}c_st_s \tag{9-39}$$

漏入冷风物理热

$$q_{le}=K_{le}\,c_{le}t_{le}g_1 \tag{9-40}$$

带出和消耗的热量 q_{out}（kJ/kg）

$$q_{out}=q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5 \tag{9-41}$$

蒸发原煤中水分消耗并带出热量 q_{ev}（kJ/kg）

$$q_{ev}=\Delta M（2500+c_{H_2O}t_2-4.187t_{rc}） \tag{9-42}$$

乏气干燥剂带出热量 q_{ag2}（kJ/kg）

$$q_{ag2}=c_{ag2}t_2g_2 \tag{9-43}$$

加热燃料消耗的热量 q_f（kJ/kg）

$$q_f=\frac{100-M_{ar}}{100}\left(c_{dc}+\frac{4.187M_{pc}}{100-M_{pc}}\right)(t_2-t_{rc})+q_{unf} \tag{9-44}$$

原煤解冻热量 q_{unf}（kJ/kg）

$$q_{unf}=\left(M_{ar}-M_{ad}\frac{100-M_{ar}}{100-M_{ad}}\right)(I_d-c_i t_{a,min}) \tag{9-45}$$

设备散热损失 q_5（kJ/kg）

$$q_5=0.02q_{in} \tag{9-46}$$

干燥剂初温 t_1（℃）

$$t_1=\frac{q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5-q_{le}-q_s-q_{mac}}{c_{ag1}g_1} \tag{9-47}$$

式中　t_1、t_2——各成分干燥剂混合后的初、终端温度，℃。

c_{ag1}、c_{ag2}——在 t_1、t_2 温度下各成分干燥剂加权平均比热容，kJ/（kg·℃）。

g_1——始端干燥剂量，kg/kg。

K_{mac}——机械热转化系数。各种形式磨煤机的转化系数，钢球磨煤机取 0.7，中速磨煤机取 0.6。

e——单位磨煤电耗，kJ/kg。按下述选取：中速磨煤机：HP（RP）磨 e=22～36；MPS（ZGM）磨 e=20～30（上述数值中对低挥发分和低可磨度取高值）；钢球磨煤机：无烟煤 e=90～110；烟煤 e=55～90；褐煤 e=35～65；页岩煤 e=30～58。

Q_s——密封风质量流量，各种磨煤机的密封风质量流量见相应的性能系列表，系列表中如无密封风质量流量数据，可按磨煤机入口风量的 2%选取，kg/s。

t_s——密封风温度（环境温度），℃。

K_{le}——制粉系统漏风系数，正压直吹灰制粉系统漏风系数为 0。

t_{le}——漏入冷风的温度，℃，为环境温度，一般可取为 20～30℃。

c_{le}——t_{le} 温度条件下湿空气比热容，kJ/（kg·℃）。

B_M——磨煤机设计出力，t/h。

c_s——在 t_s 温度下密封风比热容，kJ/（kg·℃）。

ΔM——每千克原煤被干燥所蒸发的水量，kg/kg，见式（9-30）。

t_{rc}——进入系统原煤温度，℃，对 $M_t \geq Q_{net,ar}/0.65\times100\%$（$Q_{net,ar}$ 单位为 MJ/kg）的高水分燃料 t_{rc}=20℃，对其余燃料 t_{rc}=0℃。

c_{H_2O}——水蒸气在 t_2 温度下平均比定压热容，kJ/（kg·℃），按式 9-33 计算。

g_2——终端干燥剂量，kg/kg。

c_{dc}——干燥煤的比热容，kJ/（kg·℃），可按式（9-22）计算，也可以按表 9-14 或图 9-5 查询。

q_{unf}——原煤解冻用热量，对于最低日平均温度在 0℃以下又无解冻库时作此计算，其他可取为 0，kJ/kg。

$t_{a,min}$——最低日平均温度（为负值），℃。

c_i——冰的比热容，可取 c_i=2.102kJ/（kg·℃）。

I_d——冰的熔解热，可取 I_d=333.6kJ/kg。

另外，热平衡计算还会用到空气的部分基本参数，计算公式见式（9-48）～式（9-50）。

标准状态下干燥介质密度 ρ（kg/m³）

$$\rho_{ag}^{\theta}=\frac{1+0.001d}{\frac{1}{1.293}+\frac{0.001d}{0.804}} \tag{9-48}$$

水蒸气分压力 p_v

$$p_v=\varphi p_s \tag{9-49}$$

干空气中含湿量 d［g/kg（干空气）］

$$d=0.622\frac{p_v}{p_a-p_v} \tag{9-50}$$

式中　p_a——当地年平均气压，MPa；

p_s——当地年平均温度对应的饱和水蒸气压力，MPa；

φ——当地年平均相对湿度，%。

d=10g/kg（干空气）时，标准状态下湿空气密度 ρ=1.285kg/m³。

（六）一次风率

燃烧制粉系统中，配直吹式制粉系统切向燃烧的典型设计参数见表 9-27；前后墙对冲燃烧的典型设计参数见表 9-28。热平衡计算后需要同典型的一次风量进行核对。

表 9-27　配直吹式制粉系统切向燃烧器设计参数（BRL 工况）

项目	取值范围		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000
一次风喷口数量（只）	16～24（18～24）	20～24（32～48）	48
一次风喷口层数（层）	4～6*（3～4）**	5～6*（4～6）**	单切圆 12 双切圆 6

续表

项目	取　值　范　围		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000
一次风率（%）	14～25（25～38）	14～25（25～38）	18～25
一次风出口速度（m/s）	22～30（18～25）	22～32（18～25）	22～32
二次风率[①]（%）	75～84（62～75）	75～82（62～75）	75～82
二次风出口速度（m/s）	40～55（40～55）	40～55（46～56）	40～56
燃尽风风率（%）	20～40	25～40	20～40
燃尽风出口速度（m/s）	40～55（40～55）	40～55（46～56）	40～56
炉膛出口过量空气系数	1.15～1.25		

注　括号内数值适用于褐煤。
①　二次风率中包括燃尽风（OFA+SOFA）：配风率总和为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。
*　中速磨煤机系统。
**　风扇磨煤机系统。

表 9-28　　配直吹式制粉系统前后墙对冲燃烧器设计参数（BRL 工况）

制粉系统形式	直吹式		
机组额定电功率（MW）	300	600	1000
燃烧器数量（只）	20～24 （20～24）	20～36 （24～36）	48
燃烧器数量（层）	5～6（5～6）		6
一次风率（%）	16～25（25～35）		16～25
一次风出口速度（m/s）	16～25（17～25）		17～25
二次风率[①]（%）	75～84（65～75）		75～84
二次风出口速度（m/s）	内环风速 13～30（13～26）/外环风速 26～40（26～40）		
制粉乏气风率（%）	—	—	—
乏气出口速度（m/s）	—	—	—
炉膛出口过量空气系数	1.15～1.2		

注　括号内数值适用于褐煤。
①　二次风率中包括燃尽风（OFA）：配风率总和应为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。

（七）冷风份额和干燥剂含氧量、露点温度

冷风份额和干燥剂含氧量、露点温度见式（9-51）～式（9-57）。

冷风的质量份额

$$r_{la}=\frac{c_{ha}t_{ha}-c_{ag1}t_1}{c_{ha}t_{ha}-c_{la}t_{la}} \tag{9-51}$$

质量份额平衡公式

$$r_{ha}+r_{la}=1 \tag{9-52}$$

混合风（干燥剂）的比热容

$$c_{ag1}=c_{ha}r_{ha}+c_{la}r_{la} \tag{9-53}$$

终端干燥剂含氧量计算

$$V^0_{da,O_2}=(r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1\frac{0.21}{1.306} \tag{9-54}$$

终端干燥剂含湿量

$$d_2=\frac{g_1(1+K_{le})d+1000\Delta M}{g_1\left[1+K_{le}-\dfrac{(1+K_{le})d}{1000}\right]} \tag{9-55}$$

露点

在 3.8≤d_2≤160 时：

$$t^0_{dp}=\frac{236.908\left[0.21433+\lg\left(\dfrac{d_2p_a}{621.81+d_2}\right)\right]}{7.491-\left[0.21433+\lg\left(\dfrac{d_2p_a}{621.81+d_2}\right)\right]} \tag{9-56}$$

在 $61 \leqslant d_2 \leqslant 825$ 时：

$$t_{dp}^0 = \frac{238.1\left[0.20974 + \lg\left(\frac{d_2 p_a}{621.81 + d_2}\right)\right]}{7.4962 - \left[0.20974 + \lg\left(\frac{d_2 p_a}{621.81 + d_2}\right)\right]} \tag{9-57}$$

式中　r_{ha}、r_{la}——热风和冷风的质量份额，%。

c_{ha}，c_{la}，c_{ag1}——热风、冷风及混合风（干燥剂）的比热容，kJ/（kg·℃）；计算时，可以先假定始端温度 t_1 或冷风份额 r_{la}，继而通过热平衡公式求得 t_1，并可以求得 r_{la}，可以通过循环计算并根据误差控制得到计算所需的 t_1。

K_{le}——制粉系统漏风系数，正压直吹灰之分系统漏风系数为 0。

g_1——始端干燥剂量，kg/kg 煤。

V_{da,O_2}^0——干燥剂中热烟气的含氧容积，m³/kg。

ΔM——每千克原煤被干燥所蒸发的水量，kg/kg，见式 9-30。

d_2——终端干燥剂含湿量，g/kg。

t_{dp}^0——终端干燥剂露点温度，露点温度要求：$t_{dp}^0 \leqslant (t_2-2)$，℃。

p_a——空气的绝对压力，kPa。

终端干燥剂的含湿量 d_2 也可以查表 9-29 得出对应于该含湿量下的露点 t_{dp}。

（八）算例

例：某 1000MW 机组，计算得到实际耗煤量为 406.4t/h，选用中速磨煤机冷一次风机正压直吹式制粉系统，采用 HP1163/dyn 磨煤机，试计算其热平衡。

磨煤机热平衡计算例表见表 9-30。

表 9-29　　空气含湿量与露点

露点 t_{dp}（℃）	含湿量 d（g/kg）	露点 t_{dp}（℃）	含湿量 d（g/kg）	露点 t_{dp}（℃）	含湿量 d（g/kg）	露点 t_{dp}（℃）	含湿量 d（g/kg）	露点 t_{dp}（℃）	含湿量 d（g/kg）
0	3.789	19	13.85	38	43.76	57	129.1	76	413.1
1	4.075	20	14.75	39	46.36	58	136.9	77	443.1
2	4.380	21	15.72	40	49.11	59	144.8	78	475.9
3	4.706	22	16.74	41	52.02	60	153.4	79	512.1
4	5.053	23	17.82	42	55.10	61	162.5	80	552.0
5	5.423	24	18.96	43	58.34	62	172.3	81	596.4
6	5.817	25	20.17	44	61.76	63	182.6	82	645.9
7	6.236	26	21.44	45	65.38	64	193.7	83	701.6
8	6.681	27	22.79	46	69.19	65	205.6	84	764.5
9	7.155	28	24.22	47	73.24	66	218.2	85	835.9
10	7.659	29	25.72	48	77.51	67	231.8	86	918.0
11	8.195	30	27.32	49	82.03	68	246.4	87	1013
12	8.764	31	29.00	50	86.80	69	262.0	88	1124
13	9.369	32	30.78	51	91.85	70	278.8	89	1256
14	10.01	33	32.66	52	97.21	71	297.0	90	1416
15	10.69	34	34.56	53	102.9	72	316.7		
16	11.41	35	36.74	54	108.9	73	337.8		
17	12.18	36	38.95	55	115.2	74	360.8		
18	12.99	37	41.29	56	122.0	75	385.9		

表 9-30　　　　磨煤机热平衡计算例表

序号	计算项目	符号	计算公式	数值	单位
1	干燥剂终温	t_2	表 9-18	77.0	℃
2	煤/煤粉平均比热容	c_{pc}	式（9-21）	1.105	kJ/（kg·℃）
	干燥煤平均比热容	c_{dc}	式（9-22）	1.046	kJ/（kg·℃）
3	煤粉水分	M_{pc}	图 9-3	1.875	%
4	初始干燥剂				
	最大通风量	Q_v	查磨煤机性能参数表	45.170	kg/s
	磨煤机负荷率	χ_m	根据磨煤机选型计算结果	80.885	%
	磨煤机通风率	φ_{mv}	表 9-25	92.354	%
	干燥剂量	g_1	式（9-27）	1.848	kg/kg
5	热平衡				
5.1	输入热量				
5.1.1	干燥剂的物理热				
	空气预热器入口温度	t	一次风机出口温度	25	℃
	热风温度	t_{ha}	空气预热器出口温度	348.0	℃
	热风比热容	c_{ha}	表 9-27	1.031	kJ/（kg·℃）
	冷风温度	t_{la}	一次风机出口温度	25	℃
	冷风比热容	c_{la}	表 9-26	1.012	kJ/（kg·℃）
	热风份额	r_{ha}	式（9-52）	61.293	%
	冷风份额	r_{la}	式（9-51）	38.707	%
	混合风比热容	c_{ag1}	表 9-26	1.024	kJ/（kg·℃）
	干燥剂初温	t_1	假设值	224.343	℃
	干燥剂的物理热	q_{ag1}	式（9-37）	424.415	kJ/kg
5.1.2	原煤物理热	q_{rc}	$q_{rc}=c_{rc}t_{rc}$	0.000	kJ/kg
	原煤比热容	c_{rc}	$c_{rc}=c_{dc}$，式（9-22）	1.105	kJ/（kg·℃）
	原煤温度	t_{rc}	式（9-44）说明	0.000	℃
5.1.3	磨煤机产生的热				
	机械热转化系数	K_{mac}	式（9-38）说明	0.600	
	磨煤单位电耗	e	磨煤机性能保证值	10.200	kWh/t
	热量	q_{mac}	式（9-38）	22.032	kJ/kg
5.1.4	密封风物理热				
	密封风温度	t_s		26	℃
	密封空气比热容	c_s	表 9-26	1.012	kJ/（kg·℃）
	密封风物理热	q_s	式（9-39）	2.763	kJ/kg
5.1.5	漏入冷风物理热	q_{le}		0.000	kJ/kg
5.1.6	总输入热量	q_{in}	式（9-36）	449.210	kJ/kg
5.2	输出热量				

续表

序号	计算项目	符号	计算公式	数值	单位
5.2.1	原煤水分消耗热				
	所干燥的水分	ΔM	式（9-30）	0.081	kg/kg
	原煤水分消耗热	q_{ev}	式（9-42）	213.803	kJ/kg
5.2.2	乏气带出热量				
	乏气比热容	c_{a2}	表 9-26	1.013	kJ/（kg·℃）
	乏气带出热量	q_{ag2}	式（9-43）	148.213	kJ/kg
5.2.3	加热燃料消耗的热量				
	原煤解冻热量	q_{unf}	式（9-45）	0.000	kJ/kg
	加热燃料消耗的热量	q_f	式（9-44）	78.209	kJ/kg
5.2.4	散热损失	q_5	式（9-46）	8.984	kJ/kg
5.2.5	输出热量	q_{out}	式（9-41）	449.210	kJ/kg
5.3	干燥剂初温	t_1	式（9-47）	224.343	℃
	判断假设是否成立		计算值同假设值比较	假设成立	
5.4	终端干燥剂量				
5.4.1	终端干燥剂量	g_2	式（9-34）	1.981	kg/kg
5.4.2	终端干燥剂含湿量	d_2	式（9-55）	51.696	g/kg
5.4.3	终端干燥剂露点	t_{dp}	式（9-57）	43.000	℃

第五节　设　备　选　型

一、主要磨煤机形式

常见的磨煤机有以下几种类型：

（1）钢球磨煤机，属低速磨煤机，如 MTZ（DTM）型等。

（2）双进双出钢球磨煤机，属低速磨煤机，如 BBD 型、D 型、SVEDALA 型等。

（3）碗式磨煤机，属中速磨煤机，如 RP 型、HP 型、SM 型、IHI-VS 型等。

（4）轮式磨煤机，属中速磨煤机，如 MPS 型、ZGM 型、MP 型、MPS-HP-Ⅱ型、MBF 型等。

（5）球环磨煤机，属中速磨煤机，如 E（或 ZQM）型等。

（6）平盘磨煤机，属中速磨煤机，如 LM 型等。

（7）风扇磨煤机，属高速磨煤机，如 S（或 FM）型、N 型、MB 型、DGS 型等。

二、磨煤机数量和出力裕量的选择

直吹式制粉系统的磨煤机台数和出力，按下列要求选择：

（1）当采用中速磨煤机时，应设制备用磨煤机，台数符合 GB 50660《大中型火力发电厂设计规范》中的规定：200MW 级及以上锅炉装设的中速磨煤机不宜少于 4 台，其中 1 台备用；200MW 级以下锅炉装设的中速磨煤机宜不少于 3 台，其中 1 台备用。

燃用褐煤锅炉采用中速磨煤机时，中速磨煤机台数应结合锅炉结构、燃烧器数量、布置形式和磨煤机出力等因素确定。

（2）当采用双进双出钢球磨煤机时，不宜设制备用磨煤机。每台锅炉装设的磨煤机不宜少于 2 台，应结合锅炉结构、燃烧器数量和布置形式确定。

（3）磨煤机的计算出力应有备用裕量，宜符合下列规定：

1）对于中速磨煤机，在磨制设计煤种时，除备用外的磨煤机总出力不应小于锅炉最大连续蒸发量时燃煤消耗量的 110%，在磨制校核煤种时，全部磨煤机的总计算出力不应小于锅炉最大连续蒸发量时的燃煤消耗量。

2）对双进双出钢球磨煤机，磨煤机总出力在磨制设计煤种时不应小于锅炉最大连续蒸发量时燃煤消耗量的 115%；在磨制校核煤种时，不应小于锅炉最大连续蒸发量时的燃煤消耗量。

3）磨煤机的计算出力，对中速磨煤机按磨损中后

期出力考虑；对双进双出钢球磨煤机宜按制造厂推荐的钢球装载量取用。

三、磨煤机设备选型计算

（一）磨煤机出力

磨煤机出力包括碾磨出力、通风出力和干燥出力三种，最终出力取决于三者中最小者。

基本出力（或称铭牌出力）：磨煤机在特定的煤质条件和煤粉细度下的出力，通常基本出力在磨煤机性能系列参数表中给出。

最大出力和最小出力：最大出力指磨煤机在锅炉设计煤质条件和锅炉设计煤粉细度下的最大出力。该出力是通过给定的公式、图表计算或试磨试验得到。最小出力是考虑磨煤机振动、允许的最小通风量（取决于石子煤排量或输粉管道最小流速）下的风煤比计算给定。设计最大出力应在产品供货合同中给出。

保证出力：锅炉 BMCR 工况下考虑出力裕量时所要求的出力（磨煤机在磨损后期的情况下应达到此出力）。

（二）基本出力对应的特定煤质

各种磨煤机基本出力对应的特定煤质见表 9-31。

表 9-31　各种磨煤机基本出力对应的特定煤质

磨煤机形式	可磨系数	煤粉细度	原煤水分	收到基灰分	备注
BBD 型双进双出钢球磨煤机	HGI=50	$R_{90}=18\%$	$M_{ar}=11.5\%$ $M_{PC}=1.5\%$		装球范围上限
FW 型双进双出钢球磨煤机	HGI=50	$R_{75}=25\%$	$M_{ar}=8\%$	$A_{ar}\leqslant 20\%$	
碗式磨煤机	HGI=55	$R_{90}=23\%$	$M_{ar}=8\%$，高热值烟煤； $M_{ar}=12\%$，低热值烟煤	$A_{ar}\leqslant 20\%$	
轮式磨煤机（MPS/ZGM）	HGI=50	$R_{90}=20\%$	$M_{ar}=10\%$	$A_{ar}\leqslant 20\%$	
	HGI=80	$R_{90}=16\%$	$M_{ar}=4\%$		不常用
轮式磨煤机（MPS-HP-Ⅱ）	HGI=80	$R_{90}=16\%$	$M_{ar}=4\%$	$A_{ar}\leqslant 20\%$	

制造厂提供的基本出力（或称铭牌出力）即为对应表 9-31 特定煤质，对于工程中的实际煤质，需要根据图表或公式进行计算。

（三）直吹式制粉系统磨煤机出力计算

对于中速磨煤机，磨煤机出力（碾磨出力）按式（9-58）计算。

$$B_M=B_{M0}\cdot f_H\cdot f_R\cdot f_M\cdot f_A\cdot f_g\cdot f_e\cdot f_{si} \tag{9-58}$$

式中　B_{M0}——磨煤机的基本出力，t/h；

f_H、f_R、f_M、f_A、f_g——可磨性、煤粉细度、原煤水分、原煤灰分、原煤粒度对磨煤机出力的修正系数；

f_e——碾磨件磨损至中后期时出力降低系数，对轮式磨煤机取 $f_e=0.95$，对碗式磨煤机取 $f_e=0.90$；

f_{si}——分离器形式对磨煤机出力的修正系数，对静态分离器取 $f_{si}=1.0$，对动态分离器：

$$\left.\begin{array}{c} R_{90}<18\%,\ f_{si}=1.07 \\ 18\%\leqslant R_{90}\leqslant 25\%,\ f_{si}=1+(25-R_{90})\times 0.01 \\ R_{90}>25\%,\ f_{si}=1.0 \end{array}\right\} \tag{9-59}$$

对于双进双出钢球磨煤机，磨煤机出力（碾磨出力）按式（9-60）计算。

$$B_M=B_{M0}\cdot f_H\cdot f_R\cdot f_M\cdot f_G\cdot f_e \tag{9-60}$$

式中　B_{M0}——磨煤机的基本出力，t/h；

f_H、f_R、f_M、f_G——分别为可磨性、煤粉细度、原煤水分、钢球装载量对磨煤机出力的修正系数；

f_e——碾磨件磨损至中后期时出力降低系数，取 $f_e=0.95$。

1. MPS 型、ZGM 型磨煤机的计算

对于 MPS 型、ZGM 型（基本型）磨煤机，各修正系数的计算可以按表 9-32 中的公式或图 9-24，或从表 9-33 中查取。

表 9-32 **MPS 型、ZGM 型（基本型）磨煤机各修正系数的计算公式表**

计算项目	计算公式	
可磨性修正系数	$f_H=\left(\frac{HGI}{50}\right)^{0.57}$	（9-61）
煤粉细度修正系数	$f_R=\left(\frac{R_{90}}{20}\right)^{0.29}$	（9-62）
原煤水分修正系数	$f_M=1.0+（10-M_t）\times 0.0114$　$M_t>10\%$ $f_M=1.0$　$M_t\leqslant 10\%$	（9-63）
原煤灰分修正系数	$f_A=1.0+（20-A_{ar}）\times 0.005$　$A_{ar}>20\%$ $f_A=1.0$　$A_{ar}\leqslant 20\%$	（9-64）
原煤粒度修正系数	$f_g=1.0$	（9-65）

说明：

（1）上述出力计算公式适用于哈氏可磨系数为 40～90 的贫煤和烟煤，对于 HGI＜40 和 HGI＞90 的贫煤和烟煤，出力需通过试磨确定。

（2）褐煤水分在 30%～35%时可采用中速磨煤机系统，如果采用 MPS 型/ZGM 型磨煤机，对褐煤磨煤机的出力必须通过试磨确定。

（3）ZGM 型系列的磨煤机的出力计算按上述公式计算，ZGM 型系列的磨煤机与 MPS 型磨煤机尺寸的互换关系为 ZGM 后的数字×2（N 型）对应于 MPS 型的系列尺寸。如 ZGM113N，对应于 MPS225。ZGM 的 G 型相应于大一挡的 MPS 型磨煤机的系列，ZGM 型的 K 型相应于小一挡的 MPS 型磨煤机的系列。

（4）正常设计的轮式磨煤机在碾磨件重量减轻 15%以内出力没有变化，在重量减少约 22%时，将加载压力增加 10%（此时可使磨煤机功率相应增加 10%），其出力约为最大出力的 95%

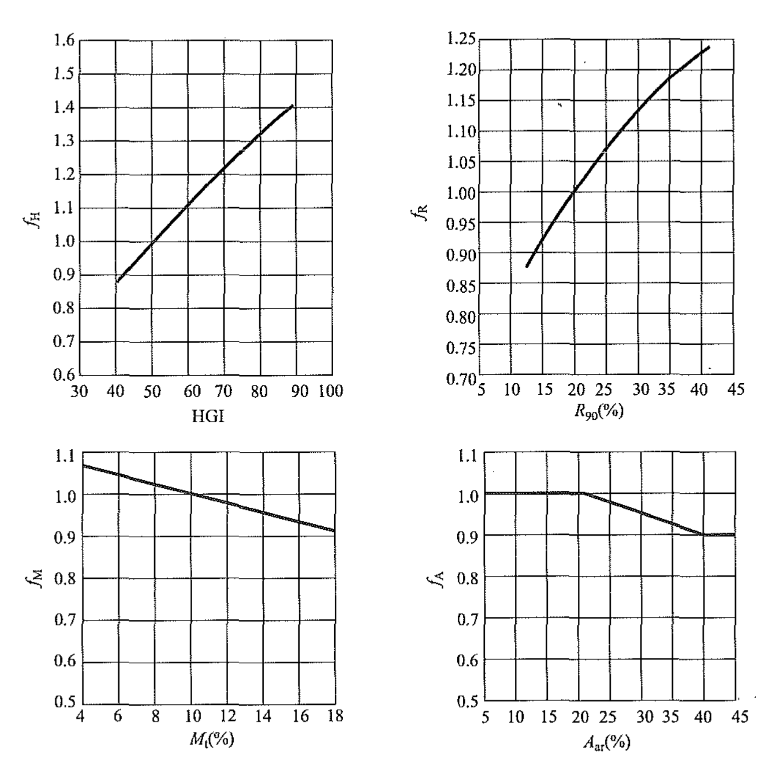


图 9-24 MPS 型、ZGM 型（基本型）磨煤机出力系数修正曲线

表 9-33 **MPS 型、ZGM 型（基本型）磨煤机各修正系数**

HGI	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49
f_H	0.881	0.893	0.905	0.918	0.930	0.942	0.954	0.965	0.977	0.989
HGI	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59
f_H	1.00	1.01	1.02	1.03	1.04	1.06	1.07	1.08	1.10	1.10

续表

HGI	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
f_H	1.11	1.12	1.13	1.14	1.15	1.16	1.17	1.18	1.19	1.20
HGI	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79
f_H	1.21	1.22	1.23	1.24	1.25	1.26	1.27	1.28	1.29	1.30
HGI	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89
f_H	1.31	1.32	1.33	1.33	1.34	1.35	1.36	1.37	1.38	1.39
HGI	90									
f_H	1.40									
R_{90}（%）	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
f_R	0.920	0.937	0.954	0.970	0.985	1.00	1.01	1.03	1.04	1.05
R_{90}（%）	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
f_R	1.07	1.08	1.10	1.10	1.11	1.12	1.14	1.15	1.16	1.17
R_{90}（%）	35	36	37	38	39	40				
f_R	1.18	1.19	1.20	1.20	1.21	1.22				
M_t（%）	4.0	4.5	5.0	5.5	6.0	6.5	7.0	7.5	8.0	8.5
f_M	1.07	1.06	1.06	1.05	1.05	1.04	1.03	1.03	1.02	1.02
M_t（%）	9.0	9.5	10.0	10.5	11.0	11.5	12.0	12.5	13.0	13.5
f_M	1.01	1.01	1.00	0.994	0.989	0.983	0.977	0.971	0.966	0.960
M_t（%）	14.0	14.5	15.0	15.5	16.0	16.5	17.0	17.5	18.0	18.5
f_M	0.954	0.949	0.943	0.937	0.932	0.926	0.920	0.914	0.910	0.903
M_t（%）	19.0	19.5	20.0							
f_M	0.897	0.892	0.886							
A_{ar}（%）	≤20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
f_A	1.00	0.995	0.990	0.985	0.980	0.975	0.970	0.965	0.960	0.955
A_{ar}（%）	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
f_A	0.950	0.945	0.940	0.935	0.930	0.925	0.920	0.915	0.910	0.905
A_{ar}（%）	40									
f_A	0.900									

2. MPS-HP-Ⅱ型磨煤机的计算

对于MPS-HP-Ⅱ型磨煤机，可磨性、煤粉细度、原煤水分对磨煤机出力的修正系数见表9-34。原煤灰分对磨煤机出力的修正系数按式（9-66）计算。

$$\left.\begin{aligned} A_{ar} \leqslant 20\%,\ f_A = 1.0 \\ 20\% < A_{ar} < 40\%,\ f_A = 1 + (25 - A_{ar}) \times 0.00625 \\ A_{ar} \geqslant 40\%,\ f_A = 0.875 \end{aligned}\right\} \tag{9-66}$$

表9-34　　MPS-HP-Ⅱ型磨煤机出力修正系数

HGI	30	32	34	36	38	40	42	44	46	48
f_H	0.47	0.4981	0.5256	0.5526	0.579	0.6048	0.63	0.6547	0.6788	0.7023
HGI	50	52	54	56	58	60	62	64	66	68
f_H	0.7252	0.7476	0.7693	0.7905	0.8112	0.8312	0.8507	0.8696	0.8879	0.9056

续表

HGI	70	72	74	76	78	80	82	84	86	88
f_H	0.9228	0.9394	0.9554	0.9708	0.9857	1	1.017	1.037	1.056	1.075
HGI	90	92	94	96						
f_H	1.104	1.11	1.13	1.145						
R_{90}	1	2	3	4	5	6	8	10	12	14
f_R	0.5138	0.5682	0.6185	0.665	0.7079	0.7473	0.8167	0.875	-.9238	0.9649
R_{90}	16	18	20	22	24	26	28	30	32	34
f_R	1	1.0307	1.0588	1.086	1.1139	1.1444	1.179	1.2195	1.2676	1.325
R_{90}	36	38	40	42	44	46	48	50		
f_R	1.3934	1.4745	1.57	1.6816	1.8110	1.96	2.1302	2.3233		
M_t	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
f_M	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.9990	0.9934	0.9882	0.9829	0.9773	0.9714
M_t	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19
f_M	0.9650	0.9582	0.9510	0.9431	0.9349	0.9264	0.9176	0.9086	0.8995	0.8903
M_t	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
f_M	0.8812	0.8721	0.8631	0.8544	0.8458	0.8376	0.8296	0.8219	0.8145	0.8076
M_t	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
f_M	0.8010	0.7947	0.7888	0.7833	0.7782	0.7735	0.7691	0.7652	0.7615	0.7583

对于 MPS-HP-Ⅱ型磨煤机，煤粉水分取决于原煤水分和磨煤机出口温度，其关系见表 9-35。

表 9-35　　MPS-HP-Ⅱ型磨煤机煤粉水分与原煤水分和磨煤机出口温度的关系　　（%）

出口温度	原煤粉（%）												
	60.0	55.0	50.0	45.0	40.0	35.0	30.0	25.0	20.0	15.0	10.0	5.0	1.0
65℃	41.53	35.79	30.44	25.47	20.90	16.75	13.02	9.71	6.85	4.44	2.48	1.00	0.16
70℃	39.51	33.84	28.59	23.78	19.39	15.44	11.92	8.84	6.20	3.99	2.22	0.89	0.14
75℃	37.58	31.99	26.86	22.20	17.99	14.24	10.93	8.05	5.61	3.59	1.98	0.79	0.13
80℃	35.75	30.24	25.23	20.72	16.69	13.13	10.01	7.33	5.07	3.23	1.77	0.70	0.11
85℃	34.01	28.58	23.70	19.35	15.49	12.10	9.17	6.67	4.59	2.90	1.58	0.62	0.10
90℃	32.35	27.02	22.27	18.06	14.37	11.16	8.40	6.08	4.15	2.61	1.42	0.55	0.09
95℃	30.77	25.54	20.92	16.86	13.33	10.29	7.70	5.53	3.76	2.35	1.27	0.49	0.08
100℃	29.27	24.14	19.65	15.74	12.37	9.48	7.05	5.04	3.40	2.11	1.13	0.44	0.07
105℃	27.84	22.82	18.46	14.69	11.47	8.74	6.46	4.59	3.08	1.90	1.01	0.39	0.06
110℃	26.48	21.58	17.34	13.72	10.64	8.06	5.92	4.18	2.78	1.71	0.90	0.34	0.05
115℃	25.19	20.40	16.29	12.81	9.87	7.43	5.43	3.80	2.52	1.53	0.81	0.31	0.05
120℃	23.96	19.28	15.30	11.96	9.16	6.85	4.97	3.46	2.28	1.38	0.72	0.27	0.04

3. 碗式磨煤机（RP 型、HP 型）的计算

对于碗式磨煤机，各修正系数的计算可以见表 9-36 中的公式或图 9-25。

表 9-36　　碗式磨煤机（RP 型、HP 型）各修正系数的计算公式表

计算项目	计算公式	
可磨性修正系数	$f_H=\left(\frac{HGI}{55}\right)^{0.85}$	（9-67）
煤粉细度修正系数	$f_R=\left(\frac{R_{90}}{23}\right)^{0.35}$	（9-68）
原煤水分修正系数	$f_M=1.0+(12-M_t)\times0.0125$，低热值煤，$M_t>12\%$ $f_M=1.0$，低热值煤，$M_t\leqslant12\%$ $f_M=1.0+(8-M_t)\times0.0125$，高热值煤，$M_t>8\%$ $f_M=1.0$，高热值煤，$M_t\leqslant8\%$	（9-69）
原煤灰分修正系数	$f_A=1.0+(20-A_{ar})\times0.005$　$A_{ar}>20\%$ $f_A=1.0$　$A_{ar}\leqslant20\%$	（9-70）
原煤粒度修正	$f_g=1.0$	（9-71）

说明：
（1）在碾磨高水分烟煤（$M_{ar}\geqslant12\%$）时，磨煤机出力相比计算出力有所降低，水分修正系数在现有基础上再乘以 0.90。
（2）在磨制 30%～35%的褐煤时，磨煤机出力按热平衡计算求得。
（3）RP 型、HP 型磨煤机磨损后期调整磨辊间隙后，出力约为初期出力的 90%。
（4）当计算值处于选型的临界值时，磨煤机出力值以图 9-25 为准

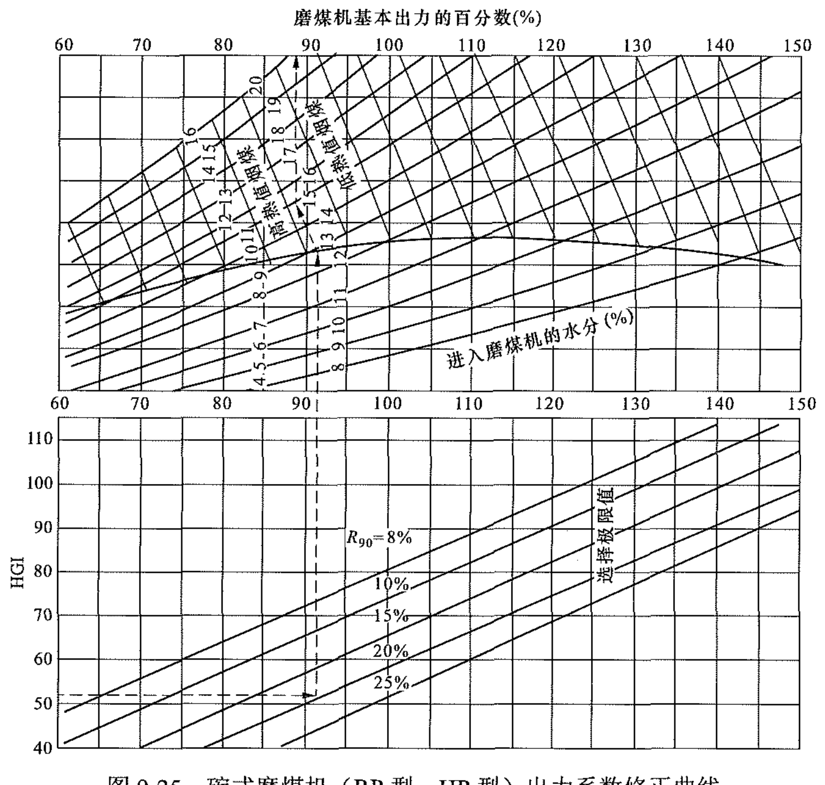


图 9-25　碗式磨煤机（RP 型、HP 型）出力系数修正曲线

高、低热值煤的划分界限按表 9-37 确定。

表 9-37　高、低热值煤的划分界限

煤种	含水无矿物基热值（MJ/kg）	干燥无矿物基固定碳（%）
高热值煤	32.6～37.2	40～86
低热值煤	25.6～32.6	40～69
次烟煤	19.3～25.6	40～69
褐煤	＜19.3	40～69

含水无矿物基热值按式（9-72）计算：

$$Q_{mmf}=\frac{Q_{gr,ar}-0.116S_{ar}}{100-(1.08A_{ar}+0.55S_{ar})} \tag{9-72}$$

干燥无矿物基固定碳按式（9-73）计算：

$$FC_{dmmf}=\frac{FC_{ar}-0.15S_{ar}}{100-(M_{ar}+1.08A_{ar}+0.55S_{ar})} \tag{9-73}$$

式中　Q_{mmf}——含水无矿物基热值，MJ/kg；

FC_{dmmf}——干燥无矿物基固定碳，%；

$Q_{gr,ar}$——收到基高位发热量，MJ/kg；

S_{ar}、M_{ar}、A_{ar}、FC_{ar}——收到基硫分、水分、灰分和固定碳，其中，FC_{ar}=100-（M_{ar}+A_{ar}+V_{ar}），%；

V_{ar}——收到基挥发分，%。

4. BBD 型双进双出钢球磨煤机的计算

对于 BBD 型双进双出钢球磨煤机，各修正系数的计算可以见表 9-38 中的公式。

表 9-38　BBD 型双进双出磨煤机各修正系数的计算公式表

计算项目	计算公式
可磨性修正系数	$f_H=\left(\frac{HGI}{50}\right)^{0.9}$　（9-74）
煤粉细度修正系数	$f_R=\left(\frac{R_{90}}{18}\right)^{0.55}$　（9-75）
钢球装载量修正系数	$f_G=\left(\frac{G}{G_0}\right)^{0.6}$　（9-76）
原煤水分修正系数	f_M=1.0+（10-ΔM）×0.04　$M_{ar}-M_{pc}$＞10% f_M=1.0　$M_{ar}-M_{pc}$≤10%　（9-77）

双进双出钢球磨煤机煤粉水分 M_{pc} 在没有试验数值时可按图 9-26 查得，当出口温度在 70～75℃时，也可按式（9-78）计算：

$$M_{pc}=\frac{1}{2}M_{ad}+1 \tag{9-78}$$

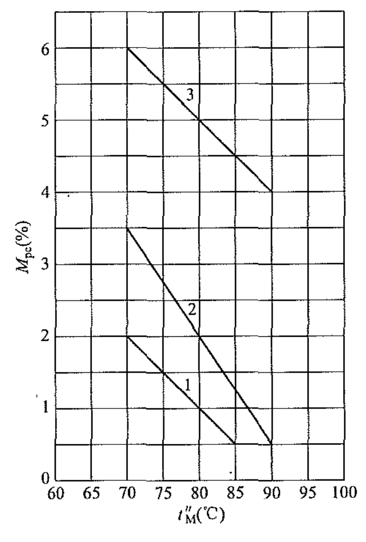


图 9-26　BBD 型磨煤机最终水分 M_{pc} 和磨煤机出口温度的关系

1—低挥发分煤和烟煤；2—水分 12%～14%的无烟煤；3—水分 14%～20%的无烟煤

部分型号的 BBD 型双进双出钢球磨煤机出力计算曲线如图 9-27 所示；FW 型双进双出钢球磨煤机修正曲线如图 9-28 所示。

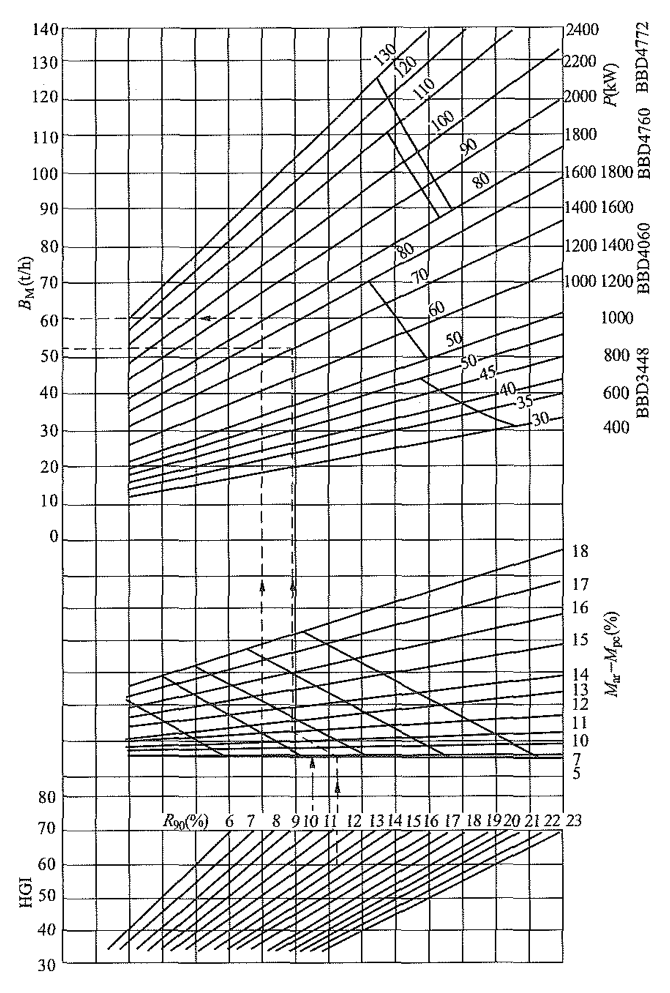


图 9-27　BBD 型双进双出磨煤机出力计算曲线

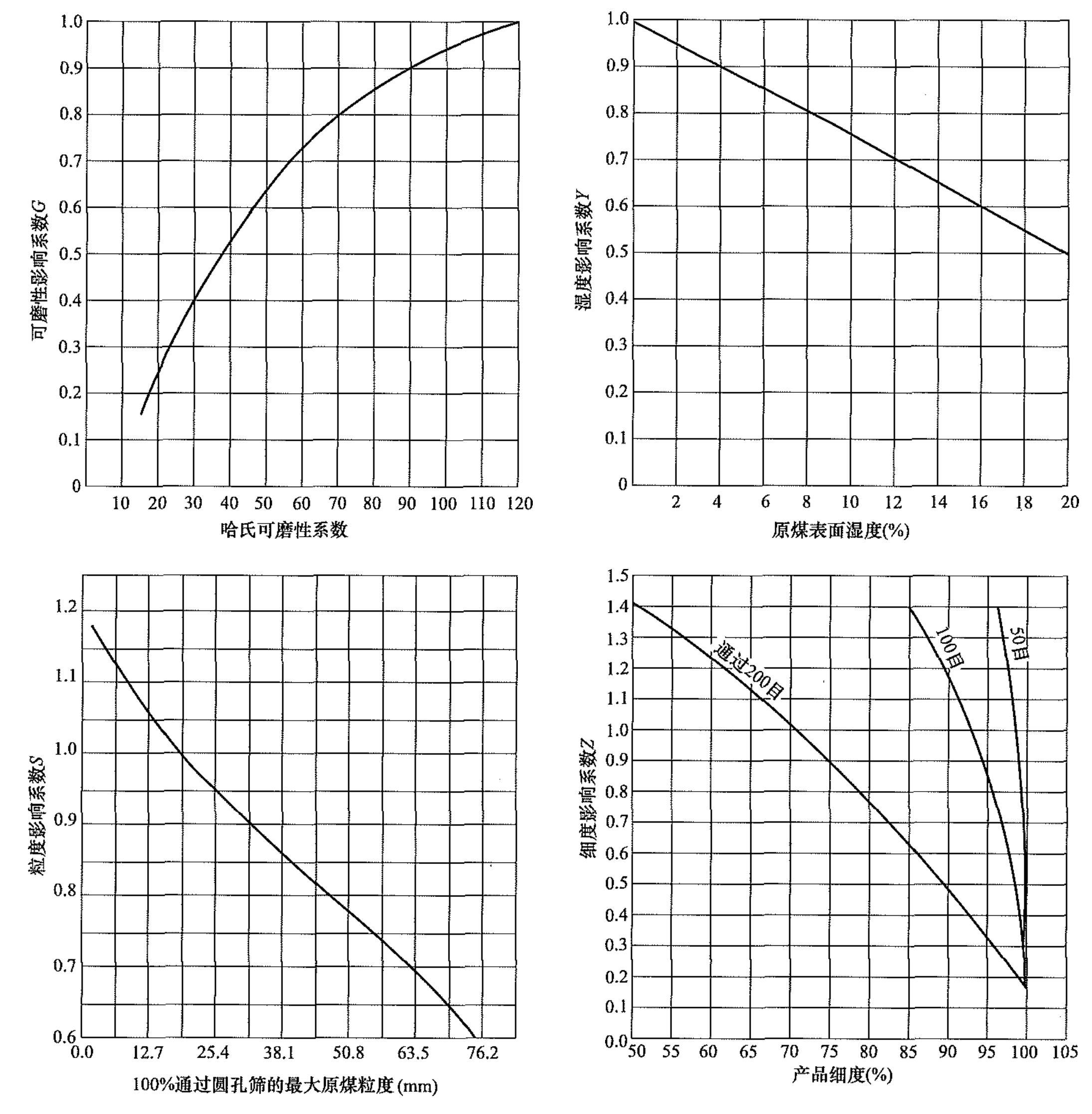


图 9-28 FW 型双进双出钢球磨煤机修正曲线

5. 算例

例：某机组，计算得到实际耗煤量为 380t/h，跟磨煤机选型计算相关的参数如下（设计煤种）：HGI=56，M_{ar}=14.00%，A_{ar}=20%，煤粉细度要求为 R_{90}=18.38%，采用中速磨煤机制粉系统，磨煤机 5 运 1 备用，试进行 MPS 型磨煤机的选型计算（采用动态分离器）。

MPS 型磨煤机的选型计算见表 9-39。

表 9-39 **MPS 型磨煤机的选型计算**

序号	项目	符号	计算公式	设计煤种	单位	备注
1	实际耗煤量	B_g		380.000	t/h	
2	磨煤机选型					
2.1	设计出力					
	磨煤机运行台数	Z_m		5	台	
	应有出力	B_o	$B_o=B_g/Z_m$	76.000	t/h	
	设计出力	B'_m	$B'_m=B_o\times 110\%$	83.600	t/h	
2.2	MPS 轮式磨煤机选型计算					
	可磨性指数修正	f_H	式（9-61）	1.067		

续表

序号	项目	符号	计算公式	设计煤种	单位	备注
2.2	煤粉细度修正	f_R	式（9-62）	0.976		
	原煤水分修正	f_M	式（9-63）	0.954		
	原煤灰分修正	f_A	式（9-64）	1.000		
	原煤粒度修正	f_g	式（9-65）	1.000		
	动态分离器修正系数	f_{si}	式（9-58）说明	1.070		对动态分离器可取 1.07
	磨损后期降低系数	f_e	式（9-58）说明	0.950		
	总修正系数	f	$f=f_H f_R f_M f_A f_g f_e f_{si}$	1.010		
	磨煤机基本出力要求	B'_{m0}	$B'_{m0}=B'_m/f$	82.785	t/h	
	磨煤机型号		按第二十七章查表 27-11	MPS265		基本出力大于 B'_{m0}
	磨煤机基本出力	B_{M0}	按第二十七章查表 27-11	87.300	t/h	
	磨煤机碾磨出力	B_M	$B_M=B_{M0}\times f$	88.159	t/h	
	负荷率	χ_m	$\chi_m=B_o/B_M$	0.862		
	磨煤机余量	M	$M=(1/\chi_m-1)\times 100\%$	16.0%		

（四）干燥出力核算

磨煤机干燥出力 $B_{M,d}$ 应等于碾磨出力 B_M，当 $B_{M,d}>B_M$ 时表示干燥出力有余，可降低干燥剂初温；当 $B_{M,d}<B_M$ 时，表示干燥出力不足，宜提高干燥剂初温的方法而不采用在允许的范围外增大干燥剂的办法来提高干燥出力，最终使磨煤机后干燥介质量，与磨煤机通风量达到一致。

磨煤机的干燥出力按式（9-79）计算。

$$B_{M,d}=\frac{Q_v}{1000V_2} \tag{9-79}$$

式中　$B_{M,d}$——磨煤机的干燥出力，t/h；

Q_v——磨煤机的通风量，m³/h；

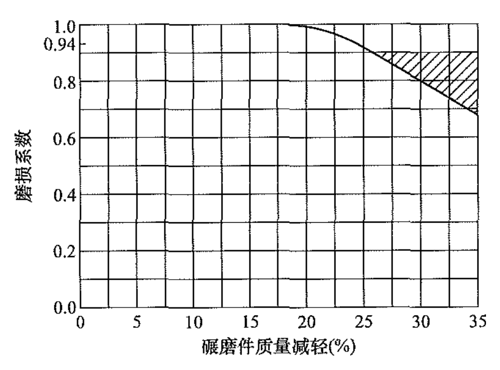
V_2——对于每 kg 原煤干燥剂的实际体积，m³/kg。

四、磨煤机能耗、磨损特性、通风量、阻力特性

（一）MPS、ZGM 轮式磨煤机

1. 磨损特性

轮式磨煤机出力随碾磨件磨损时的变化见表 9-32 中说明。修正曲线如图 9-29 所示。轮式磨煤机辊胎寿命（辊套厚度减薄至一半）和煤的磨损指数的关系如图 9-30 所示。



注：先决条件为磨损后进行弹簧压紧，功率增加+10%。

图 9-29　轮式磨煤机出力随碾磨件磨损时的变化

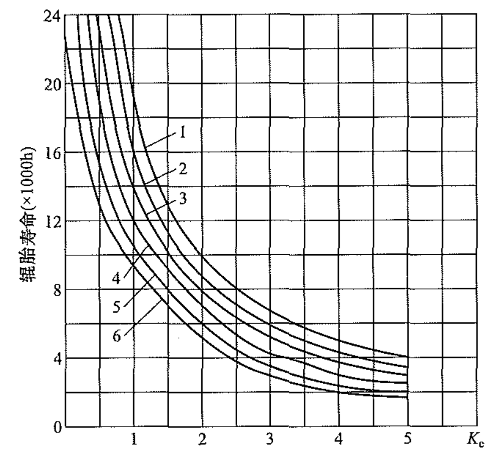


图 9-30　轮式磨煤机辊胎寿命（辊套厚度减薄至一半）和煤的磨损指数的关系

1—R_{90}=40%；2—R_{90}=35%；3—R_{90}=30%；4—R_{90}=25%；5—R_{90}=20%；6—R_{90}=50%（图中寿命指辊胎硬度 HRC=57.8 时的寿命，HRC≥61 时，寿命为图中的 1.7 倍）

寿命线算图中注明了运行条件，不同磨煤机出力和煤粉细度下的磨耗率按式（9-80）、式（9-81）换算：

$$\delta \propto \ln\left(\frac{100}{R_{90}}\right) \times \ln\left(\frac{B_{M1}}{s}\right) \times \frac{s}{B_M} \tag{9-80}$$

$$B_{M1} = (K_e + 1)\frac{100 - M_f}{100} \cdot B_M \tag{9-81}$$

式中　δ——碾磨件磨耗率，g/t；

R_{90}——煤粉细度，%；

B_{M1}——磨煤机内煤量，t/h；

K_e——循环倍率，对烟、贫煤取 $K_e=7$，对褐煤取 $K_e=4$；

M_f——煤的外在水分，可以按式（9-10）计算，%；

B_M——磨煤机出力，t/h；

s——碾磨件（辊套或打击板）面积（制造厂提供），m^2。

2. 通风量及阻力特性

磨煤机出力的100%数值指设计参数下磨煤机的最大出力，通风量的100%数值可在±10%范围内波动。轮式磨煤机的风环风速设计在100%通风量时为75～85m/s，当风煤比较大时，风环风速取低限，否则要取高限。

轮式磨煤机在100%负荷下的阻力值见轮式磨煤机系列表（第二十七章磨煤机性能参数表27-11、表27-12），表中阻力值是在分离器挡板开度为30%下的数值，其他开度下的阻力值及其随出力的变化如图9-31所示。

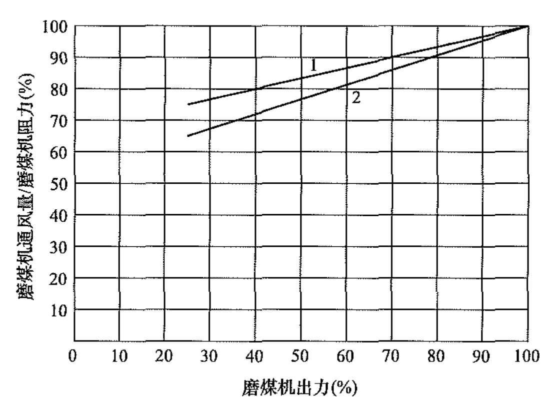


图9-31　轮式磨煤机阻力值随出力的变化

1—通风量随出力变化；2—30%挡板开度下的阻力变化

（二）MPS-HP-Ⅱ型高加载力轮式磨煤机

MPS-HP-Ⅱ型高加载力轮式磨煤机的基本出力、最大通风量、阻力按第二十七章的选型参数表之表27-16。辊轮的单面寿命按图9-30计算。不同磨煤机出力和煤粉细度条件下磨耗率按式（9-80）计算。磨煤机通风量的变化及风环风速的确定按MPS型磨煤机的方法执行。

（三）碗式磨煤机（RP型、HP型）

1. 能耗

碗式磨煤机输入功率随磨煤机出力的变化如图9-32所示。

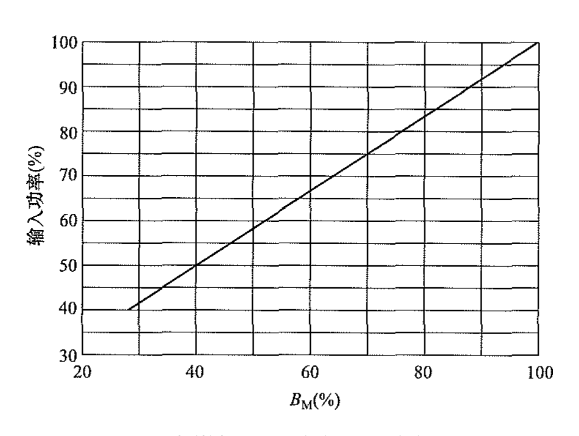


图9-32　碗式磨煤机输入功率随磨煤机出力的变化

2. 通风量、阻力特性

碗式磨煤机通风量按图9-33确定。通风量的100%数值见碗式磨煤机系列表（见第二十七章表27-10）。磨煤机出力的100%系指磨煤机的基本出力，在运行出力下通风量按图9-33中曲线所示变化。

根据试验，风环流速在任何出力下不得低于40m/s，如磨煤机最低出力按30%考虑，最低通风量按70%考虑，则满负荷时的风环流速应为57m/s以上。

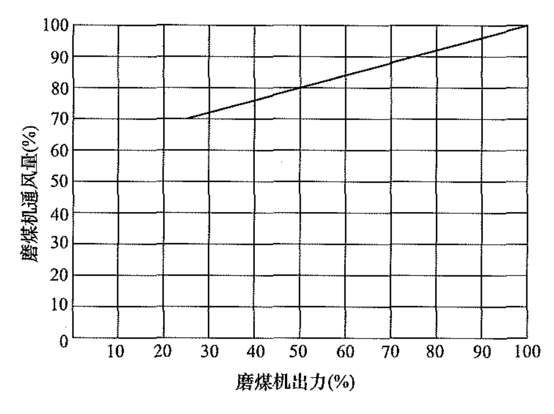


图9-33　碗式磨煤机通风量随磨煤机出力的变化

碗式磨煤机BMCR工况下磨煤机的阻力（包括磨碗和分离器）为4.5kPa，磨煤机最大出力时的阻力为5～5.5kPa（视运行时根据石子煤量的多少对风环面积的调整而定）。

3. 磨损特性

碗式磨煤机磨损后期当调整磨辊间隙后其出力约为初期出力的90%。

磨煤机辊套寿命和煤的磨损指数的关系如图9-34所示。

不同磨煤机出力和煤粉细度下的磨耗率按式（9-84）进行换算。

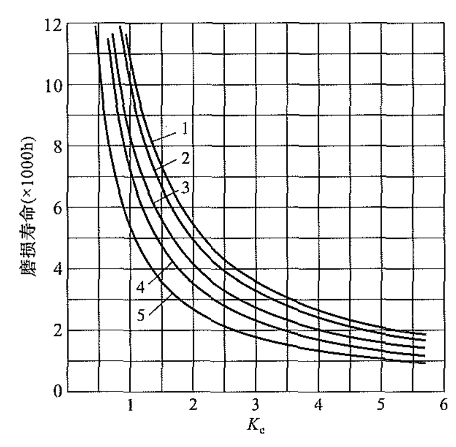


图 9-34　RP 型、HP 型磨煤机辊套寿命和煤的磨损指数的关系

1—R_{90}=30%；2—R_{90}=25%；3—R_{90}=20%；4—R_{90}=15%；5—R_{90}=10%（采用堆焊辊套的 RP 型和 HP 型磨煤机辊套寿命分别为图中的 2 倍和 2.6 倍）

（四）双进双出钢球磨煤机（BBD 型）

1. 磨煤机轴功率

磨煤机轴功率 P_M 消耗计算根据式（9-82）、式（9-83）计算。

$$P_M = P_{M0}(5.714\varphi + 0.143) \tag{9-82}$$

$$\varphi = \frac{G_b}{4.9V} \tag{9-83}$$

式中　P_M——磨煤机轴功率，kW；

P_{M0}——基本功率取决于磨煤机型号，见磨煤机基本参数表（见第二十七章表 27-7）；

φ——钢球装载系数，%；

V——磨煤机容积，m^3。

磨煤机轴功率消耗也可以在磨煤机出力计算曲线中（见图 9-27）查得。

在计算电动机功率时，电动机效率为 95%，减速机效率为 98%，计算裕量为 1.15。

磨煤机最大轴功率根据式（9-84）计算：

$$P_{max} = \frac{P_M}{0.95 \times 0.98} \tag{9-84}$$

电动机功率根据式（9-85）计算：

$$P = 1.15P_{max} \tag{9-85}$$

2. 通风量、阻力特性

对于双进双出钢球磨煤机，磨煤机进口通风量见式（9-29），出口通风量计算表达式见式（9-86）、式（9-87）。

$$Q_1 = Q_2 - Q_s - B_{M,max}\Delta M \tag{9-86}$$

$$Q_2 = 1.5B_{M,max} \tag{9-87}$$

式中　Q_1、Q_2——磨煤机出口流量，kg/h；

Q_s——磨煤机密封风量，kg/h；

$B_{M,max}$——磨煤机最大原煤出力，kg/h。

磨煤机通风量和磨煤机出力之间的关系如图 9-35 所示。

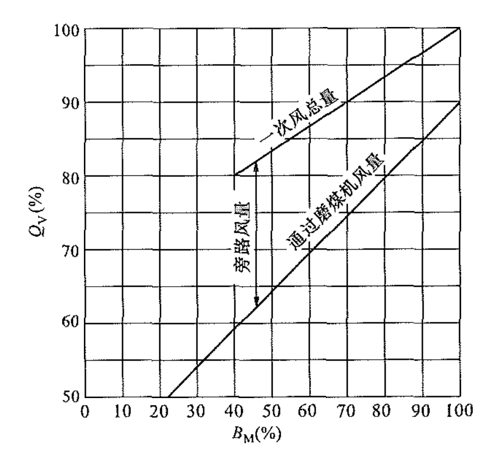


图 9-35　BBD 型磨煤机通风量 Q_V 和磨煤机出力 B_M 之间的关系

分离器出口流量计算表达式见式（9-88）。

$$Q''_{r,max} = \frac{Q_1 + \dot{Q}_s}{1.293} + \frac{B_{M,max}\Delta M}{0.804} + Q_p \tag{9-88}$$

式中　$Q''_{r,max}$——分离器出口实际流量，m^3/h（标准）；

Q_p——旁路风量，m^3/h（标准）。

磨煤机进口最大通风量（按最大原煤量计算）必须小于第二十七章中磨煤机基本性能参数表之表 27-7 中给出的最大流量（Q_{1max}），否则，磨煤机出力必须适当降低。

磨煤机系统（指磨煤机进口和分离器出口之间）压降的预期值由式（9-89）计算

$$\Delta p = 3700(Q''_r / Q_{vo})^2 K_p \tag{9-89}$$

式中　Q''_r——分离器出口实际流量，是磨煤机进口通风量（包括密封风量）、旁路风量与煤的蒸发水分之和，m^3/h；

Q_{vo}——分离器设计流量，见基本性能参数表（见第二十七章表 27-7），m^3/h；

K_p——当地大气压与标准大气压之比（Pa/101.3)。

在选择一次风机压头时，如果系统压降小于（$3700 \times K_p$）Pa 时，磨煤机系统压降仍应按（$3700 \times K_p$）Pa 考虑。如果系统压降高于（$3700 \times K_p$）Pa 时，磨煤机系统压降按实际压降考虑（尚应乘以裕量系数）。

五、给煤机设备选型

对采用中速磨煤机的直吹式制粉系统，宜选用耐压称重式皮带给煤机；对采用双进双出钢球磨煤机的直吹式系统，可选用皮带给煤机或刮板式给煤机。给煤机的台数宜与磨煤机的台数相匹配。对于双进双出钢球磨煤机，1 台磨煤机应配 2 台给煤机。

给煤机的计算出力不小于磨煤机在设计煤种和设计煤粉细度下最大出力的 110%。

对配用于双进双出钢球磨煤机的给煤机，每台

给煤机的出力不小于磨煤机单侧运行时的最大给煤量要求。

六、中速磨制粉系统辅助设备

（一）磨煤机分离器

直吹式制粉系统磨煤机配套的分离器主要有惯性式、离心式和旋转式。其工作状态可分静态与旋转两大类。

磨煤机配置的静态分离器（见图 9-36），在静态分离器体上安装固定空气折向器，对在磨碗上面流动着的较轻煤粒经历着一个三级分离过程。第一级分离在磨碗水平面上发生，最重的煤粒直接返回磨碗进一步碾磨成更小的颗粒，而较轻的颗粒被气流携带至分离器顶盖进行第二级分离，此处弯曲的折向挡板使风粉混合物产生旋风运动使重颗粒失去动量而从气流中降落。此后，风粉混合物通过文丘利套管的垂直插管进一步进行分离，达到所要的煤粉细度。在分离器叶片或文丘利里分离出来的较重煤粒经过内锥体返回到磨碗碾磨区域。

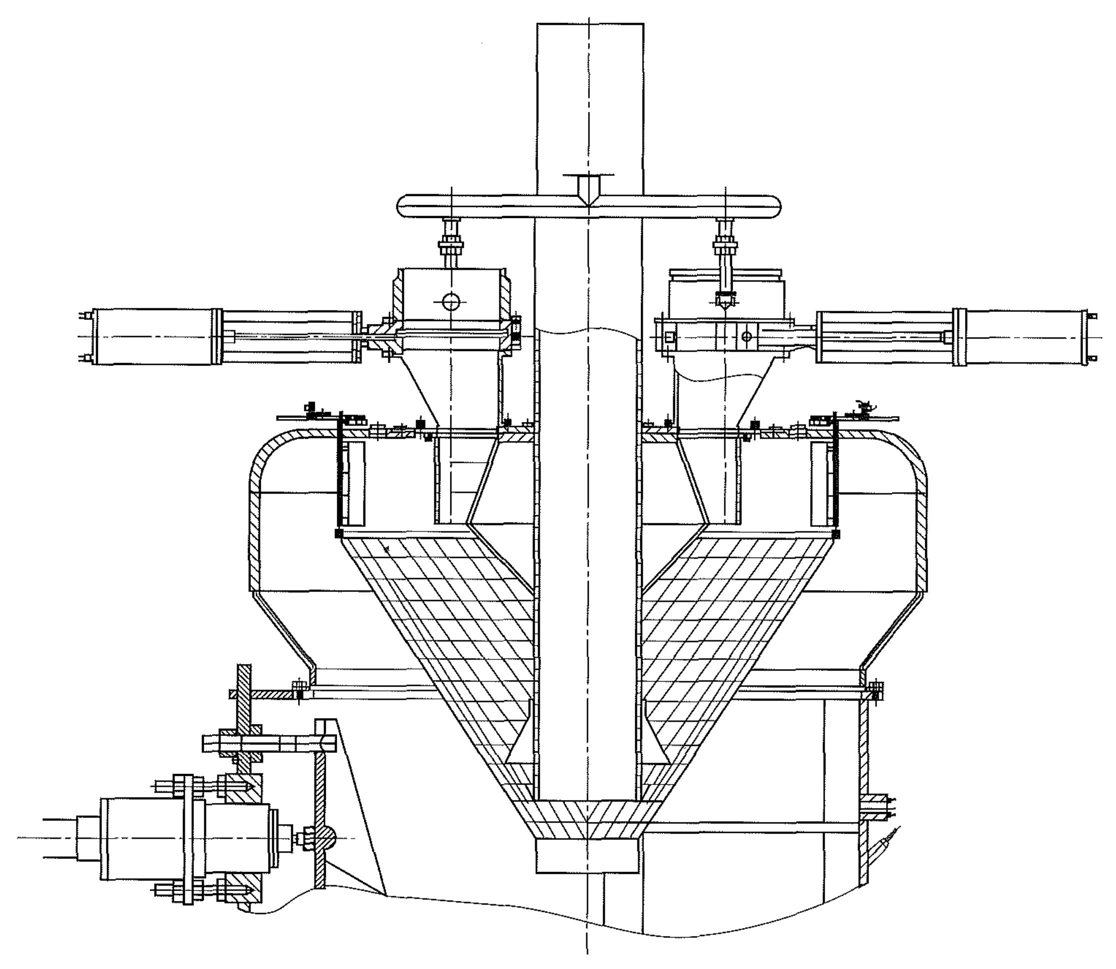


图 9-36　静态分离器

动态分离器（见图 9-37）主要由两部分组成：第一级为静态挡板分离区，即定子；第二级为旋转分离区，即转子，转子既可由变频电动机驱动，也可由液压装置驱动。磨煤机入口一次风通过旋转分离器喷嘴吹起磨煤机磨盘上的煤粉，在筒体内旋转上升，垂直经过重力分离区后，径向进入垂直布置的静叶片，粗颗粒烟转动的动叶片的切向，在动叶轮离心力作用下分离逸出。分离出的比较粗的煤粉，重新回到磨煤机内碾磨，细颗粒进入转动的动叶轮再经扩容式分配箱进入出粉口。

由于动态分离器分离效率高，合格粉返回少，磨煤机内循环倍率降低，磨煤机研磨出力可以提高，磨煤机耗电率可以降低。但是循环倍率降低使磨煤机阻力降低的同时，由于分离器本身阻力的增加，磨煤机总阻力变化不大。

（二）密封风机

正压直吹式制粉系统的磨煤机，不严密处存在漏粉可能性，会污染周围环境；同时，转动部分的间隙也存在漏粉可能性，转动部分间隙的漏粉会加剧动、静部位及轴承的磨损，并使润滑油脂劣化。为此，这些部位均应采取密封措施，即送入压力比磨煤机内干燥剂压力更高的空气，阻止煤粉气流的逸出。密封空气的气源，小型磨煤机一般用压缩空气，大型磨煤机则安装专用密封风机。

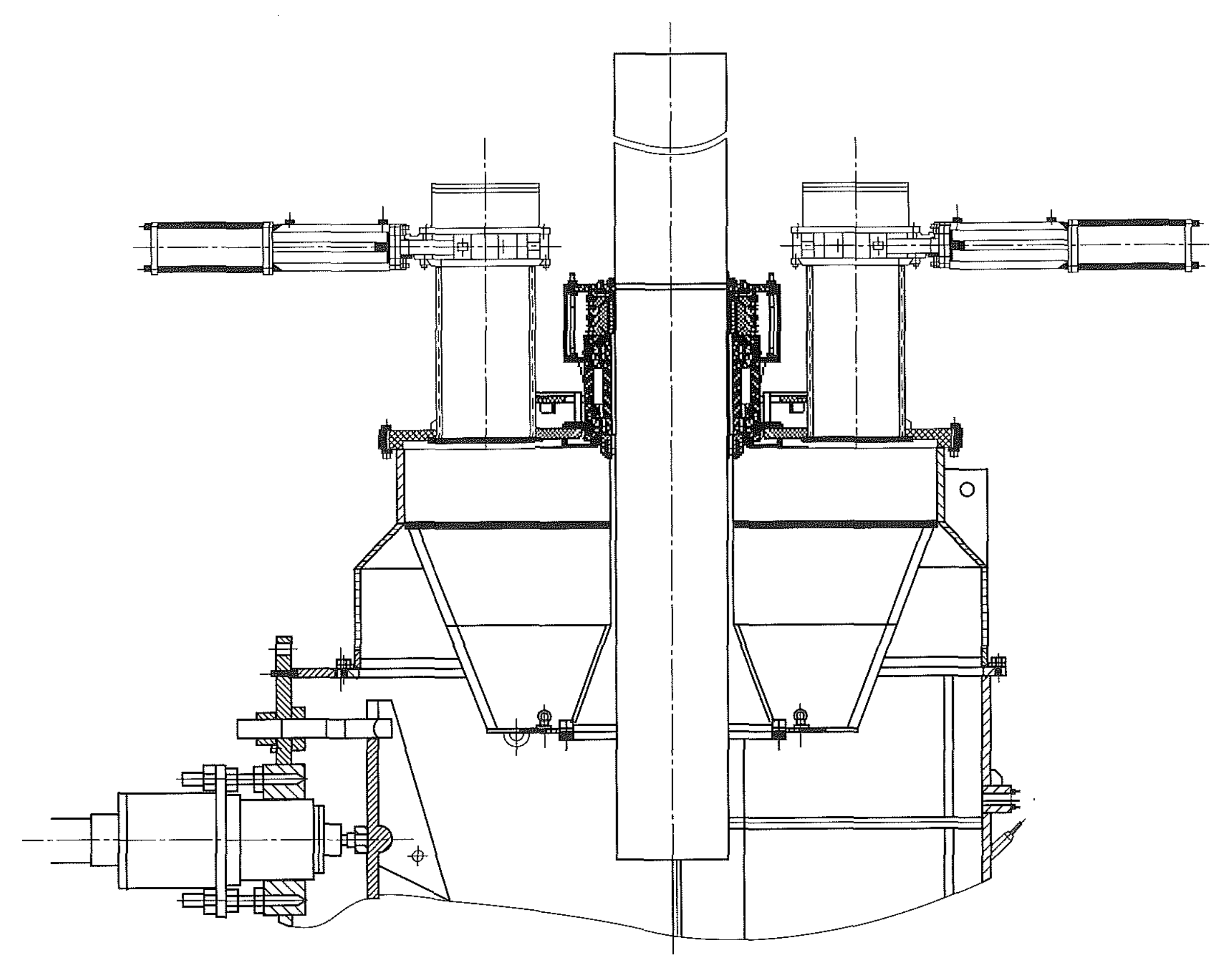


图 9-37 动态分离器

密封风采用集中供风、与一次风串联设计，风机为室内布置。正常运行工况下，一用一备，一台左旋，一台右旋。每台机组配置 2 台 100%容量的密封风机，两台密封风机能单独可靠隔离。密封风机一般采用离心式风机。密封风机吸风取自一次风机出口，经过滤器后吸入密封风机。一般密封风机风量裕度 10%～20%，压头裕度 20%～40%，从冷一次风母管引接的密封风机风压一般为 3.5～9kPa。

密封风机吸风口至出口换向阀出口法兰，包括密封风机、电动机、入口过滤器，出口换向阀，磨煤机入口电动蝶阀等零部件一般由磨煤机制造厂配供。

第十章

中间储仓式制粉及送粉系统设计

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

（一）设计范围

中间储仓式制粉及送粉系统设计范围包括：从原煤仓起至锅炉煤粉燃烧器止的制粉和送粉系统，包括煤的储存、干燥、碾磨和输送系统，以及相应的辅助系统如邻炉的煤粉输送系统、煤粉仓的放粉系统、吸潮系统、防爆系统、消防系统等。

中间储仓式制粉及送粉系统的主要设备包括：原煤斗、煤粉仓、给煤机、磨煤机、粗粉分离器、细粉分离器、排粉风机、给粉机、输粉机、煤粉管道等。

（二）系统功能

中间储仓式制粉系统功能：将原煤送至磨煤机，经碾磨后储存至煤粉仓，根据需要向锅炉提供足够数量且细度合格的煤粉。

煤的分类及基本特性见本系列设计手册之《火力发电厂热机通用部分设计》中第二章煤及附录部分。

二、对原始输入条件的基本要求

火力发电厂中间储仓式制粉及送粉系统的设计通常需要先取得以下原始资料。

（一）煤质资料

煤质资料主要用于制粉系统形式的拟定、燃烧系统的热力计算、磨煤机及辅助设备的选型计算、制粉系统的热力计算等，应包括的数据参见第九章第一节的相关内容。

（二）锅炉热力系统参数

需要的锅炉热力系统参数见表10-1。

表10-1　　锅炉热力系统参数

序号	项目	符号	单位	主要用途
1	燃料消耗量	B	t/h	磨煤机选型计算，制粉系统热力计算
2	冷一次风温度	t_{la}	℃	制粉系统热力计算
3	热一次风温度	t_{ha}	℃	制粉系统热力计算
4	冷炉烟温度	t_{lg}	℃	制粉系统热力计算（当采用炉烟干燥制粉系统时）
5	冷炉烟的组成成分	—	%	
6	热炉烟温度	t_{hg}	℃	
7	热炉烟的组成成分	—	%	
8	锅炉一次风率	r_{pa}	%	与制粉系统计算一次风率进行校核

三、煤和煤粉的特性

与制粉系统有关的煤和煤粉的特性、计算和换算方法参见第九章　直吹式制粉及送粉系统设计。

四、制粉系统设计参数的确定

（一）设计压力

烟风系统设备、管道设计压力按正常运行及锅炉爆炸工况下可能出现的最大压力来确定。中间储仓式系统的管道设计压力和设备/管道及部件的防爆设计压力要求见本书第二十三章第一节相关内容。

（二）设计温度

（1）磨煤机出口介质的最高允许温度，应符合下列规定：

1）当用空气干燥时，燃用贫煤时为100～130℃，燃用烟煤时为70～90℃，燃用褐煤时为60～70℃。

2）当用烟气空气混合干燥时，燃用褐煤时约为90℃，燃用烟煤时约为120℃。

（2）储仓式制粉系统采用热风送粉时，热风温度的选取应使燃烧器入口接管处气粉混合物温度不超过下列数值：烟煤小于160℃，褐煤小于100℃，对于无烟煤和干燥无灰基挥发分等于或小于15%的烟（贫）煤，其温度可不受限制。

（3）制粉系统末端的介质最低温度，应保证无水分凝结和煤粉黏附，该温度应比其露点高5℃。

（三）设计流速

（1）中间储仓式制粉及送粉系统中的烟风煤粉管道的设计流速要求见本书第二十三章第一节相关内容。

（2）下列流速条件的送粉管道允许水平布置，否则与水平面的夹角不应小于45°：

1）热风送粉系统：在任何锅炉负荷下从一次风箱到燃烧器和从排粉风机到乏气燃烧器之间的管道，流速不小于25m/s时。

2）干燥剂送粉系统：在任何锅炉负荷下，从排粉风机到燃烧器的管道，流速不小于18m/s时。

五、防爆设计

（一）系统配置

（1）根据防爆的要求，系统风门（阀门）的设置应符合下列规定：

1）除排粉机前、排粉机出口风箱至主燃烧器或乏气燃烧器的管道和再循环管道上可装设隔离阀外，其他煤粉管道上均不应装设隔离阀。隔离阀的布置应避免其中有煤粉积聚的可能，除再循环管道外宜布置在垂直管道上。

2）磨煤机入口热风管道上应设置隔离阀（门）。在采用就地吸入冷风调温时，冷风调节阀（门）应装设在热风隔离阀（门）和热风调节阀（门）之间，否则应在热风隔离阀和热风调节阀之间加装通大气的冷风隔离阀（门）或引入压力冷风。

3）干燥剂送粉系统通向排粉机的热风道应装设两个隔离阀（门），并在两个隔离阀（门）之间装设通大气的冷风隔离阀（门）或引入压力冷风。

（2）热风送粉的一次风箱（管）布置位置应高于气粉混合器，送粉管道从风箱（管）下面垂直引出，并在垂直管段装设隔离阀。

（3）干燥剂送粉时，通向排粉机的热风宜由空气预热器（管式）中间抽出，以满足送粉系统对气粉混合物温度的要求以及排粉机对热风温度的要求。如果无法满足时（如回转式空气预热器），应引入调温用压力（或就地）冷风，并设置相应的调节阀（门）。

（4）煤粉仓和输粉机应设置固定的吸潮管系统。煤粉仓吸潮管应装设远方操作的电动隔离阀。煤粉仓宜设置通向相邻磨煤机系统或相邻锅炉制粉系统的吸潮管，可装设手动隔离阀。

（5）对爆炸感度指数大于3.0和自燃倾向性高的烟煤及褐煤，不宜设置输粉设备。

（6）除无烟煤外，应设置灭火设施。灭火系统应由快速动作的阀门控制。灭火介质应通入磨煤机进口管道及煤粉仓。

（7）应采取措施，使系统中气粉混合物在各路送粉管道中分配均匀。同一层燃烧器各送粉管中的粉量偏差不应超过5%。

（二）防爆设计压力

中间储仓式制粉系统的管道设计压力和设备/管道和部件的防爆设计压力要求见本书第二十三章第一节的有关内容。

中间储仓式制粉系统的防爆设计范围应该始于给煤机进口上方0.61m处到磨煤机管道系统的接口，终止于排粉机的排出管道（送粉管道、三次风管道或热风送粉管道）的末端。这些设备、管道及部件包括但不限于下列各项：

（1）给煤机、给煤及落煤管道。

（2）磨煤机所有要求承受内部压力的部件。

（3）粗粉分离器、细粉分离器。

（4）排粉机及出口风箱。

（5）输粉机（如果有）。

（6）磨煤机、粗粉分离器、细粉分离器、排粉机之间的管道（包括回粉管道、再循环管道等）以及细粉分离器到煤粉仓、排粉机到燃烧器的管道。

（7）煤粉仓及输粉机的吸潮管。

（8）木块分离器、木屑分离器、锁气器、煤粉取样器等。

（9）风门、补偿器等管道附件。

（三）防爆门设置要求

在煤和制粉系统的设备处和部件上装设的防爆门应根据专业制造厂的规格选取。在保证总截面积不变的条件下，应当优先采用大截面防爆门，以减少防爆门的数量。设备和部件装设防爆门后的有效泄压面积与泄压比有关，泄压比是指有效泄压面积（m^2）与围包体单位容积（m^3）的比值。

（1）按爆炸压力150kPa设计的制粉系统防爆门的装设部位及其形式和有效泄压面积应按下列规定：

1）靠近磨煤机进口干燥管、出口喉管、细粉分离器的进出口管以及排粉机进口管或含粉一次风机前的煤粉管道上。各处防爆门有效泄压面积不应小于该处煤粉管道截面积的70%。采用膜板式、自动启闭式或其他形式的防爆门。

2）布置在距排粉机小于10m的含粉一次风箱和干燥剂乏气风箱上。风箱上防爆门有效泄压面积应按泄压比不小于0.025计算。采用膜板式、自动启闭式或其他形式的防爆门。

3）当排粉风箱距排粉机超过10m时，排粉机后以及干燥剂乏气风箱或煤粉分配器上。管道和风箱（分配器）上的防爆门总有效泄压面积，应按泄压比不小于0.025计算。采用膜板式、自动启闭式或其他形式的防爆门。

4）与磨煤机分开安装的粗粉分离器上。至少应各自装设两个防爆门，分别引自粗粉分离器内外锥壳。粗粉分离器的防爆门总有效泄压面积应按泄压比不小于0.025计算。采用膜板式、自动启闭式或其他形式的防爆门。

5）在细粉分离器中间出口短管的顶盖上，装设一个或数个防爆门。细粉分离器防爆门总有效泄压面积应按泄压比不小于0.025计算。当在细粉分离器中间顶盖装设的防爆门面积不足，在环形顶盖上装设时，其直径等于环形宽度的75%。采用膜板式、自动启闭式或其他形式的防爆门。

6）制粉系统（不包括送粉管道和煤粉仓容积）上装设防爆门的总有效泄压面积，应按系统泄压比不小于0.025计算。

（2）按不小于40kPa爆炸压力设计的制粉系统，装设防爆门的总有效泄压面积，应按泄压比不小于0.02计算。

（3）按不小于40kPa内部爆炸压力设计的煤粉仓应装设自动启闭式（如超导磁预紧自启闭式和重力式等）防爆门。煤粉仓防爆门的总有效泄压面积应按泄压比不小于0.005计算，且不小于$1m^2$。对爆炸烈度高的煤种，煤粉仓防爆门的总有效面积宜通过计算确定。

（4）防爆门装置动作时的平均压力称为额定动作压力，应按下列规定：

1）安装在煤粉仓上的自动启闭式防爆门（如超导磁预紧自启闭式和重力式等），额定动作压力按1～10kPa设计。

2）安装在其他部位的膜板式或超导磁预紧自启闭式防爆门，按不小于40kPa内部爆炸压力设计的制粉系统，额定动作压力不应大于10～25kPa；按内部爆炸压力150kPa设计的制粉系统，额定动作压力不应大于20～50kPa。

（5）防爆门的布置应符合下列规定：

1）防爆门应设置在靠近被保护设备或管道上，其爆破口或门板的位置应便于监视和维修，装设在弯管上时，应在弯管的外侧。煤粉仓上的防爆门应设置在顶盖上，其布置位置应易于排放气体，且使引出管易于引至室外。

2）防爆门入口接管的长度不应大于2倍防爆门当量直径，且不大于2m。

3）防爆门入口接管倾斜布置时与水平面的倾角：室内不小于45°；室外不小于60°。

4）膜板式防爆门室外安装时，膜板与水平面的倾角不应小于10°；重力式及其他形式的自动启闭防爆门室外安装时，门板与水平面的倾角不应小于10°，不大于45°。

5）安装在室内的防爆门，如爆炸喷出物危及人身安全，或沉落在附近的电缆、油管道和热蒸汽管道上时，应采用引出管引至室内安全场所或室外。当条件限制无法引出时，应采取设置隔火墙、棚盖、隔板或阻火器等保护人身和/或设备安全的措施，使防爆门动作时喷出的气流不危及附近的电缆、油管道和热蒸汽管道及经常有人通行的区域。

六、系统运行说明

锅炉制粉系统的启动和停止程序是锅炉及汽轮发电机启动和停止程序中不可分割的一部分，下面以一台典型的300MW机组中间储仓式热风送粉制粉系统为例，介绍制粉系统的运行程序和故障处理方法。

（一）制粉系统启动前准备

制粉系统启动之前，必须做好全面检查及准备工

作。原煤斗中应有足够的原煤（如采用冷炉制粉时，则应准备较好的原煤）。

（二）制粉系统启动

锅炉点火时制粉系统的启动应符合下列要求：

（1）空气预热器出口风温达 150℃。

（2）对流过热器后烟温达 350℃。

（3）汽包水位正常。

（4）各油枪燃烧良好。

制粉系统启动时，先启动排粉风机。经检查确信排粉风机设备及其辅机已正常运行之后，开启排粉风机出口挡板然后逐渐开大排粉风机入口挡板及磨煤机入口热风门，并关小磨煤机入口冷风门，提高磨煤机出口温度（磨制烟煤及褐煤时，一般为 50～60℃，磨制无烟煤时，一般为 100～120℃）。保持磨煤机入口负压和一次风压（用排粉风机供给一次风时）。

冷风制粉时，禁止将制粉系统的废气排入停用或未稳定燃烧的燃烧室内。

启动给煤机，检查磨煤机进煤的水分和粒度。当进煤水分和粒度超过磨煤机正常运行所允许的数值时，应通知有关人员采取必要措施。

采用烟气干燥的系统磨制褐煤时，为了防止煤粉爆炸，可先启动给煤机，然后开动磨煤机。

当给煤正常后，开大排粉风机入口挡板，开启磨煤机入口热风门或入口烟气、热风混合风门，同时要注意保持一次风压及磨煤机入口负压的稳定，并应同时监视磨煤机出口气粉混合物的温度，使之不超过规定数值（制造厂另有规定者除外）。

开启备用排粉风机抽粉管路上的阀门。

制粉系统运行稳定后，投入自动。

（三）正常运行

锅炉投粉后，若发现煤粉气流不着火，应立即停止投粉，加强通风 5～10min，待提高炉膛温度后再投。如两次投粉不着火，应停止投粉，分析原因，严禁盲目试投。

锅炉投粉时给粉机应对称投运。投粉后应调整一、二次风量在设计范围内，合理调整风、煤比例，保持炉膛压力，维持燃烧氧量符合要求。

磨煤机出口气粉混合物的温度不超过允许的磨煤机出口最高允许温度。

煤粉仓的温度，亦不应超过磨煤机出口气粉混合物的温度。用炉烟干燥的制粉系统，磨煤机入口温度一般控制在 450℃以内为宜。

在运行中应经常注意煤粉仓粉位。为保证给粉机正常工作，粉位不得低于煤粉仓高度的三分之一（在现场规程中规定具体数值）。在煤粉仓储满后，应将磨煤机停止运行，或用螺旋输粉机将煤粉送入其他煤粉仓内。

（四）不正常运行

1. 制粉系统断煤

制粉系统断煤时，出现的现象是：磨煤机出口温度升高；磨煤机出入口压差减小，入口负压和排粉风机出口风压增大，磨煤机中钢球的噪声增大，排粉风机电流增大，断煤信号动作。

断煤的原因包括：给煤机发生故障；原煤水分过大或煤中有杂物、煤块过大，造成落煤管堵塞；原煤斗无煤或堵塞；落煤管锁气器动作不正常。

断煤的处理：适当关小磨煤机入口热风门，开大入口冷风门（或低温风门），以控制磨煤机出口温度；疏通落煤管；煤斗不下煤时，应设法疏通煤斗内存煤，如无煤，应通知燃料管理部门迅速上煤；消除给煤机故障，如短时间不能恢复，且无其他方法供煤时，应停止磨煤机的运行。

2. 磨煤机堵塞

磨煤机堵塞的现象是：磨煤机出入口的压差增大，入口负压减小或变正压，出口负压增大；磨煤机出口温度下降；出入口向外跑粉；滚筒内的噪声低哑；磨煤机电流及排粉风机电流下降；排粉风机出口风压降低。

磨煤机堵塞的处理方法：减小或停止给煤，注意监视磨煤机出入口压差，当压差恢复正常后，立即加大给煤量或投煤；适当增加系统的通风量，注意保持一次风压；若入口管道堵塞，可进行敲打或打开该处的检查孔疏通；经处理无效时，停止磨煤机的运行，进行处理。

3. 粗粉分离器堵塞

粗粉分离器堵塞的现象有：磨煤机出入口负压减小，出入口向外跑粉，粗粉分离器出口负压增大，一次风压降低；回粉管锁气器动作不正常；严重时排粉风机电流降低。

粗粉分离器堵塞的处理方法：适当减少给煤，开大粗粉分离器调整挡板，必要时增加系统通风，此时应注意维持一次风压及磨煤机出口温度；不断活动锁气器，疏通回粉管；如堵塞严重，经处理无效时，应停止制粉系统的运行（用排粉风机供一次风的系统，不停排粉风机），打开人孔盖，进行内部检查，清理杂物。

4. 细粉分离器堵塞

细粉分离器堵塞的现象有：细粉分离器入口负压减小，出口负压增大；排粉风机电流增大，锅炉蒸发量上升，汽温、汽压上升；锁气器动作

不正常。

细粉分离器堵塞的处理方法：对于热风送粉系统，可立即停止排粉风机；用排粉风机供一次风的系统，应停止对应的给煤机和磨煤机，进行倒风，注意保持一次风压；检查煤粉筛子，消除筛上的杂物和积粉；活动锁气器，疏通落粉管；检查细粉分离器下粉挡板位置是否正确。

5. 自燃及爆炸

自燃及爆炸的现象有：风粉温度异常升高，自燃处管壁温度异常升高；系统负压突然变正压，防爆门鼓起或破裂，有爆炸响声，从爆破的防爆门或不严密处喷出煤粉火星；系统负压不稳，负压减少或变正压，不严密处看到火星或向外冒烟，严重时可能引起炉膛灭火；磨煤机出口至排粉机入口之间的防爆门破裂，系统负压减小，排粉机电流增大。

制粉系统自燃及爆炸的处理方法：

（1）发现磨煤机出、入口有火星时，应采取以下措施：降低磨煤机出口温度；关闭回粉管锁气器、暂停回粉；如煤粉自燃严重，磨煤机出口温度急剧升高时，应紧急停止制粉系统运行，关严各风门挡板，开启磨煤机进、出口蒸汽灭火。

（2）粉仓温度不正常升高着火自燃时，应采取以下措施：立即进行降粉；关闭吸潮管；降粉后温度仍上升，则降低磨煤机出口温度向粉仓加粉压灭火源；以上处理无效时用 CO_2 灭火，不得已时用蒸汽灭火。

（3）制粉系统发生爆炸时，应采取以下措施：立即停止制粉系统，严密关闭所有风门挡板；必要时用蒸汽灭火；确认无火源后修复防爆门，对设备进行一次全面检查，方可重新启动；投用蒸汽灭火时，投用前需充分进行疏水，灭火后再启动前要对系统进行干燥。

（五）停机

磨煤机停止前，应先将自动改为手动。降低磨煤机温度，并随着温度的下降相应减少给煤量，然后停止给煤机（在现场规程中，应具体定出停止给煤机时温度的最高值）。设备需要检修时，应先关闭原煤斗闸板。在机组大修或长期停用时，还必须把原煤斗中的煤用完后再停止给煤机（无烟煤除外）。

给煤机停止后，磨煤机继续运行 10min 左右，将煤粉基本抽净后（在特殊情况下及停机后需要检修时，应先放出回粉管锁气器积粉，抽净磨煤机内存粉），再停止磨煤机。

采用单风机中间储仓式制粉系统时，磨煤机停止后，排粉风机应倒换用冷风、热风，或者混合风运行，以保持燃烧稳定。排粉风机不供一次风时，在磨煤机停止后，停止排粉风机。有烟气干燥的系统，且磨制高挥发分易于爆炸的煤种时，可先停用烟气，进行倒风，然后停止磨煤机。

如果锅炉停用时间较长（根据具体煤种在现场规程中具体规定），则在停止运行前，必须将煤粉仓内的煤粉用净，或在停止后采用其他方法除净。给煤机停止 3～5min 后，停止排粉风机或一次风机，将所有的挡板关闭（冷风门开启）。停炉后不准将煤粉仓的积粉送入燃烧室。

第二节　常见系统设计方案

中间储仓式制粉及送粉系统是先将原煤在磨煤机中磨制成煤粉，然后储存在煤粉仓内，煤粉从煤粉仓下粉通过给粉机后与热空气或其他输送介质混合，再送入炉膛燃烧。由于存在煤粉仓作为中间储存的环节，故称为中间储仓式制粉及送粉系统；根据干燥介质的不同，可以分为热风干燥制粉系统、炉烟干燥制粉系统；根据输送介质的不同，可以分为热风送粉系统、乏气送粉系统；根据磨煤乏气的去向，还可以分为闭式制粉系统、开式制粉系统。

中间储仓式制粉系统主要优点是：

（1）由于煤粉仓储存有煤粉，或可通过输粉机利用邻炉煤粉仓的煤粉，调节灵活方便，提高了锅炉运行燃料供应的可靠性。即使磨煤机短时间停止工作，也不会影响机组的正常运行。

（2）磨煤机采用钢球磨煤机，煤种适应性强，能磨制无烟煤、贫煤、烟煤、褐煤等各种煤种。

（3）磨煤机出力不受锅炉负荷制约，只与煤粉仓的粉位有关，因此磨煤机可经常处于经济工况下运行。

（4）通过排粉风机的乏气中，只含有少量细煤粉，故它的磨损较负压直吹系统轻。

（5）通过给粉机调节燃煤量，时滞小，改善了锅炉燃烧调节的性能。

中间储仓式制粉系统的主要缺点是：

（1）系统复杂，设备多，管道长，初投资高。

（2）磨煤电耗较高，经济性差。

（3）煤粉中间储存于煤粉仓中，在其他的管道和设备中，煤粉也易于沉积，故有发生爆炸的危险性。

（4）系统为负压运行，漏风大，影响锅炉运行经济性。

一、中间储仓式热风送粉制粉系统

中间储仓式热风送粉制粉系统示意图如图10-1所示。磨煤机磨制出的煤粉先储存于煤粉仓16中，锅炉燃烧用的煤粉通过给粉机17由煤粉仓中取用，热空气在风粉混合器18中与煤粉仓出口的煤粉混合，混合后的气粉混合物送入锅炉燃烧，磨煤乏气则经排粉风机21升压后，一部分直接由专用乏气喷口24送入炉膛，称三次风，一部分返回磨煤机，称再循环风。这种系统采用热空气作为煤粉的输送介质，因此称为中间储仓式热风送粉制粉系统。

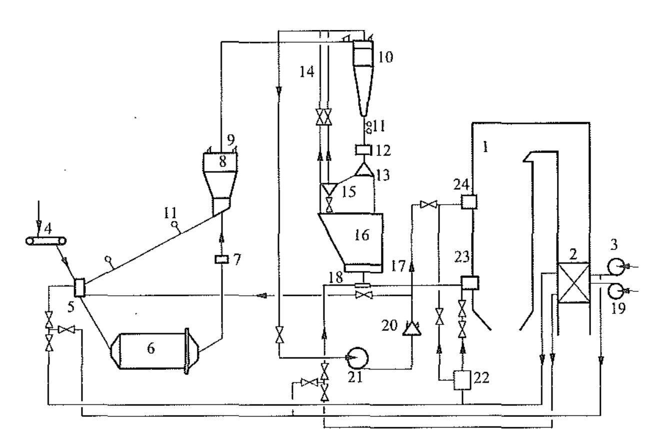


图10-1　中间储仓式热风送粉制粉系统

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—下降干燥管；6—磨煤机；7—木块分离器；8—粗粉分离器；9—防爆门；10—细粉分离器；11—锁气器；12—木屑分离器；13—换向器；14—吸潮管；15—输粉机；16—煤粉仓；17—给粉机；18—风粉混合器；19——次风机；20—乏气风箱；21—排粉风机；22—二次风箱；23—燃烧器；24—乏气喷口

中间储仓式热风送粉制粉系统的关键设备是钢球磨煤机6、粗粉分离器8、细粉分离器10、煤粉仓16和给粉机17。经过钢球磨煤机磨制的煤粉首先经过粗粉分离器，在粗粉分离器中分离出不合格的粗煤粉，通过回粉管送回磨煤机再磨，合格的细煤粉进入细粉分离器，在细粉分离器中将空气和煤粉分离，煤粉落入煤粉仓暂时储存。经细粉分离器分离后的干燥剂称为“乏气”，乏气含有少量的煤粉（10%～15%）和水分，并且温度较低，为了保护环境，乏气不允许直接排入大气。

热风送粉系统的风粉混合物温度较高，有利于煤粉气流的着火与稳定燃烧。适用于无烟煤、贫煤、劣质烟煤等煤种。

二、中间储仓式乏气送粉制粉系统

中间储仓式乏气送粉制粉系统示意图如图10-2所示。

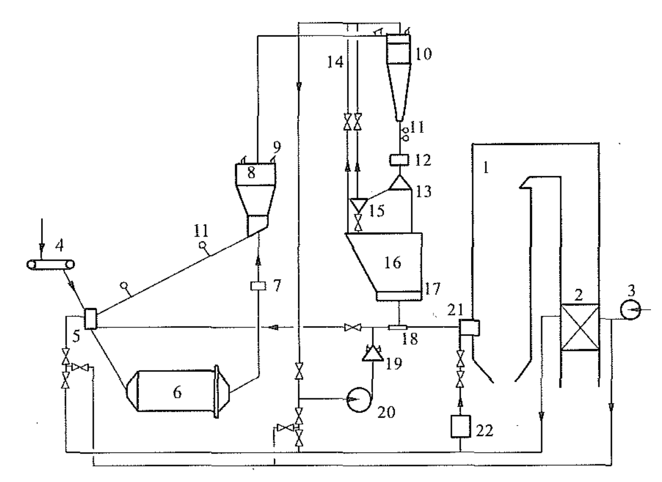


图10-2　中间储仓式乏气送粉制粉系统

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—下降干燥管；6—磨煤机；7—木块分离器；8—粗粉分离器；9—防爆门；10—细粉分离器；11—锁气器；12—木屑分离器；13—换向器；14—吸潮管；15—输粉机；16—煤粉仓；17—给粉机；18—风粉混合器；19—乏气风箱；20—排粉风机；21—燃烧器；22—二次风箱

与热风送粉系统相比，该系统将细粉分离器10出来的乏气经排粉风机20升压后，作为一次风输送煤粉，在风粉混合器18中与煤粉仓16出口的煤粉混合，混合后的气粉混合物送入锅炉燃烧，这种系统称乏气送粉系统或干燥剂送粉系统。乏气作为一次风，其温度较低，又含有水蒸气，对煤粉气流的着火、燃烧不利。因此，它不适宜挥发分低、水分高的煤种，如无烟煤、贫煤、劣质烟煤等，而适用烟煤等易于着火的煤种。

三、中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉制粉系统

中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉制粉系统示意图如图10-3所示。

该系统主要用燃烧褐煤的制粉系统中，由于褐煤水分含量较高，空气预热器出口热风温度无法满足褐煤干燥的要求，需要引入更高温度的干燥介质。同时由于褐煤挥发分高，容易发生爆炸事故，采用炉烟干燥可以使制粉系统在惰化气氛下运行。磨煤机采用从下炉膛或者尾部烟道抽取炉烟和热风混合作为干燥剂进入磨煤机，其乏气作为三次风进入炉膛，以降低三次风量，煤粉用热风送入炉膛。

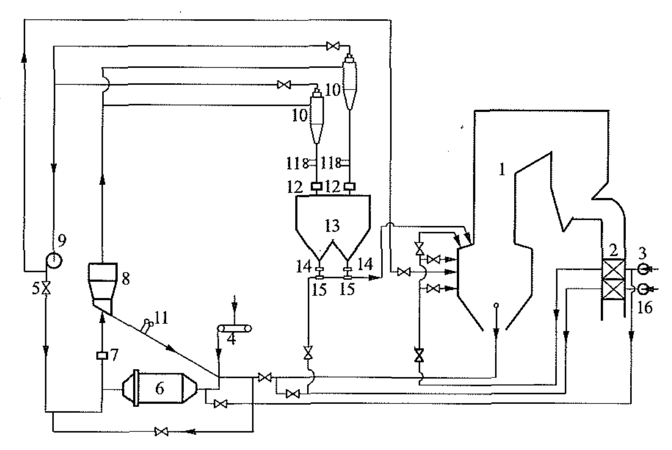


图 10-3 中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉制粉系统

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—再循环管；6—磨煤机；7—木块分离器；8—粗粉分离器；9—排粉风机；10—细粉分离器；11—锁气器；12—木屑分离器；13—煤粉仓；14—给粉机；15—风粉混合器；16——次风机

四、中间储仓式开式制粉系统

上述几种制粉系统中，均为闭式系统，干燥原煤的乏气都经过排粉风机全部作为三次风喷入锅炉，或作为输送煤粉的介质送入炉膛参与锅炉燃烧。由于乏气温度低、风量大，降低了燃烧温度，影响了锅炉燃烧热效率，对于难燃的煤种是不利的。中间储仓式开式制粉系统指制粉系统中分离出煤粉后的乏气不排入炉膛，而是经过布袋除尘后排放到大气或引风机前的烟道内。主要用于磨制高水分的褐煤以及热值低、低挥发分的难燃煤种，通常采用热炉烟和空气的混合物作为干燥介质，以提高干燥剂的温度。这种制粉系统现在已基本被直吹式制粉系统取代，非常罕见。如江油发电厂 2×330MW 机组，引进法国 STEIN 工业公司制造的 1004t/h 亚临界锅炉机组，每台锅炉配 2 台法国阿尔斯通公司的 BBI4384 型钢球磨煤机，燃烧低热值、低挥发分、高挥发的贫煤，为保证稳定着火和燃烧，就是配用的这种中间储仓式热炉烟干燥、开式制粉系统。

中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉开式制粉系统示意图如图 10-4 所示。细粉分离器 10 出口的磨煤机乏气经过排粉风机 22 升压后，大部分通过再循环管回到磨煤机出口（而不是进口）进行再循环，另一部分乏气则通过布袋除尘器 31，将气流中的煤粉过滤后排入大气或引风机前的烟道内，布袋除尘器过滤下来的煤粉送入煤粉仓。

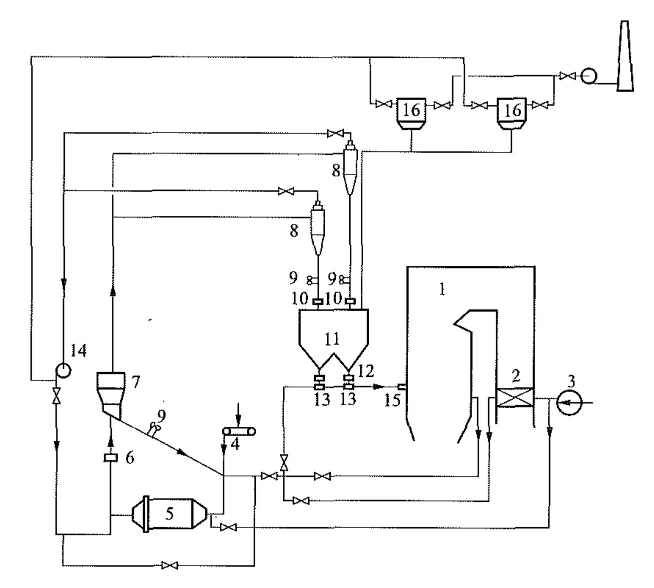


图 10-4 中间储仓式热炉烟干燥、热风送粉开式制粉系统

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—磨煤机；6—木块分离器；7—粗粉分离器；8—细粉分离器；9—锁气器；10—木屑分离器；11—煤粉仓；12—给粉机；13—风粉混合器；14—排粉风机；15—燃烧器；16—除尘器

五、典型的系统流程图

图 10-5 所示为一台典型 300MW 机组的中间储仓式热风送粉制粉系统流程图。每台机组配置 4 个原煤仓、4 台钢球磨煤机、4 台粗粉分离器和 4 台细粉分离器，组成四套制粉系统，每两套制粉系统共用一座煤粉仓。锅炉燃烧用的煤粉通过给粉机由煤粉仓中取用。系统设有单独的一次风机为煤粉输送提供介质，经过回转式空气预热器加热的热一次风在风粉混合器中与煤粉仓出口的煤粉混合，混合后的气粉混合物送入锅炉燃烧，每台锅炉设 5 层一次风燃烧器，磨煤乏气则经排粉风机升压后，通过三次风喷口送入炉膛。

图 10-6 所示为一台典型 150MW 机组的中间储仓式乏气送粉制粉系统流程图。每台机组配置 2 个原煤仓、2 台钢球磨煤机、2 台粗粉分离器和 2 台细粉分离器，组成两套制粉系统，每台机组设置一座煤粉仓。与热风送粉系统不同的是，该系统采用磨煤乏气作为送粉介质，一次风温较低，因此适用于烟煤等高挥发分的煤种。该系统还设有一路旁路热风系统，当制粉系统停用时，热风通过旁路热风系统直接进入排粉风机入口，作为送粉介质。

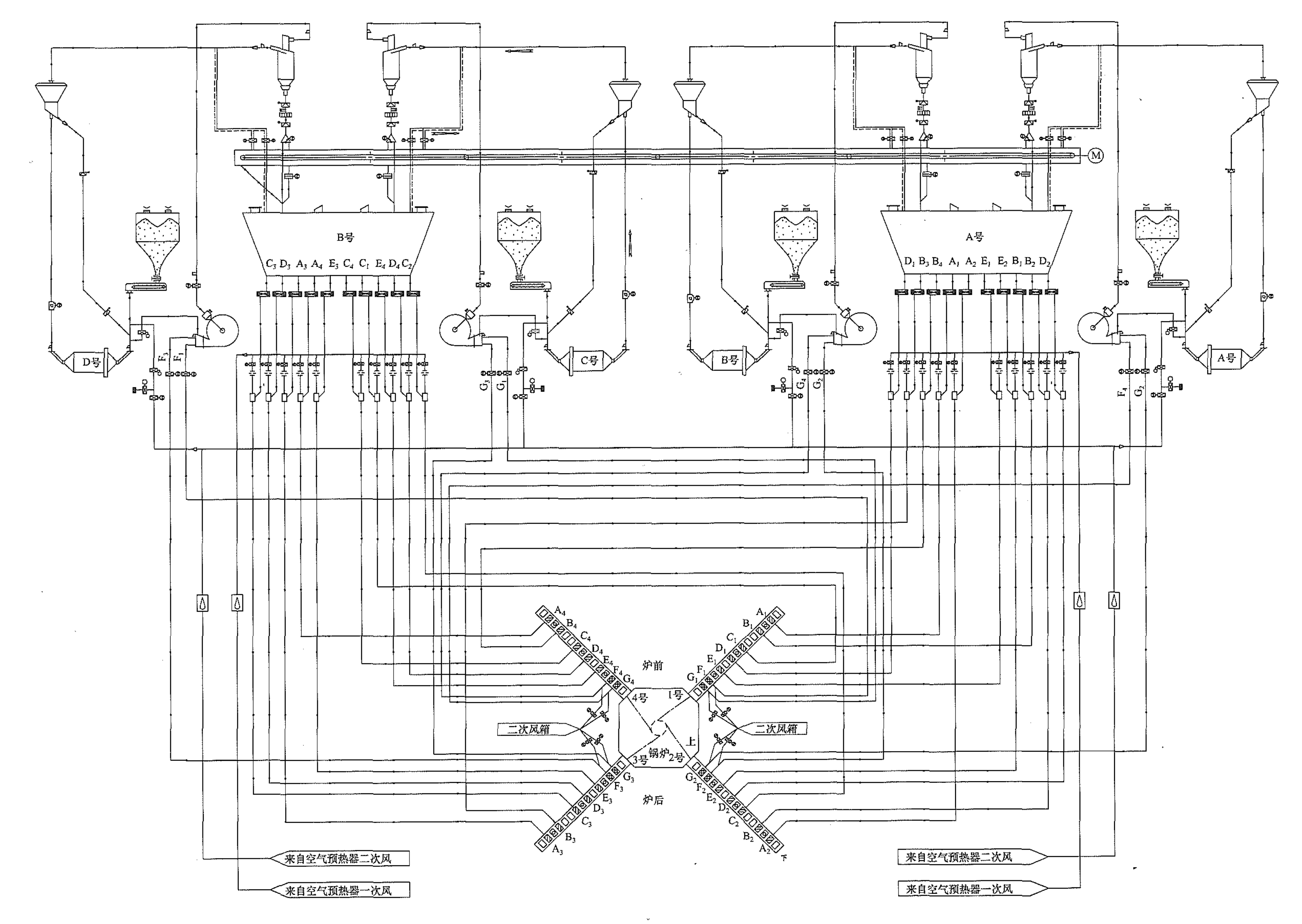


图 10-5　300MW 中间储仓式热风送粉制粉系统流程图

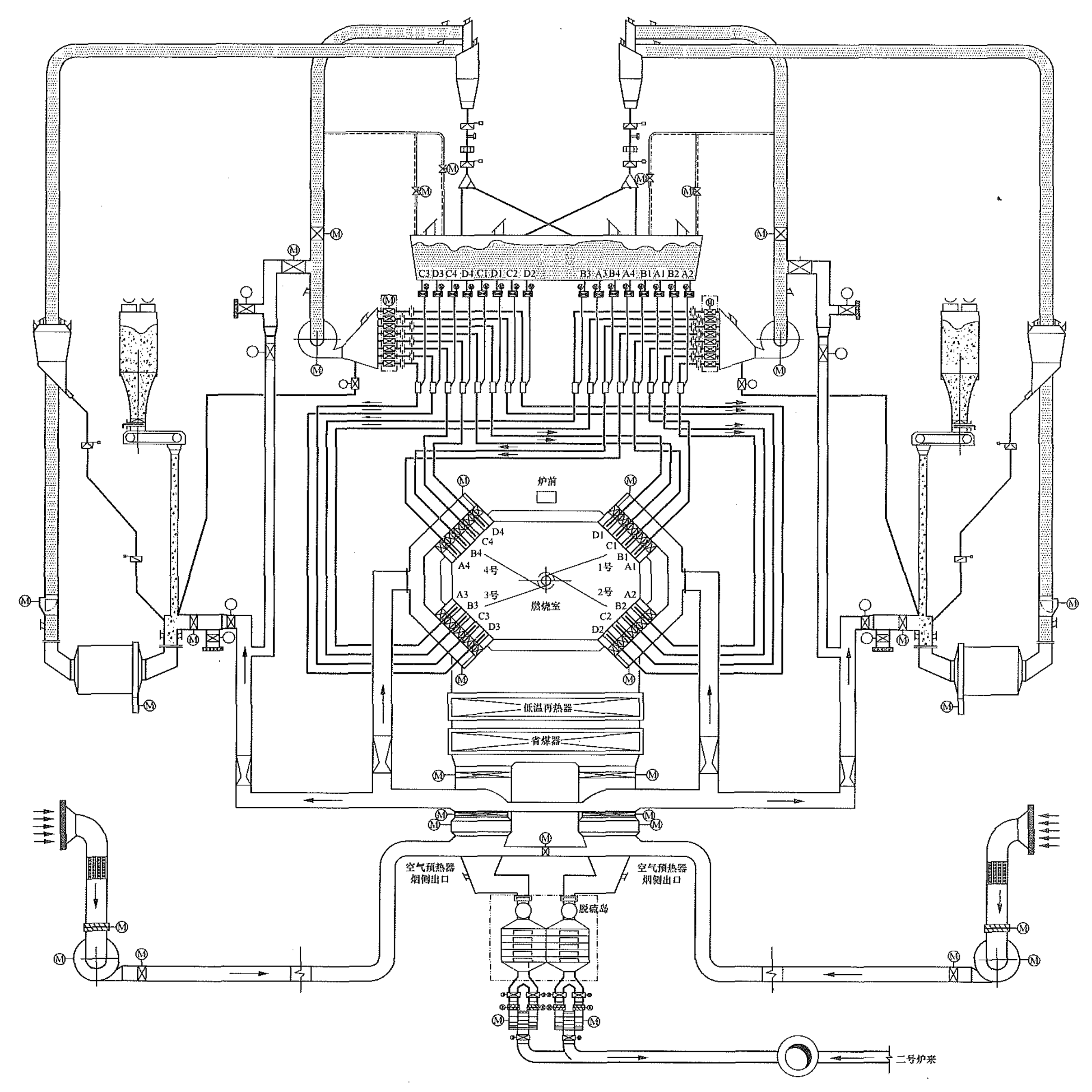


图 10-6 150MW 机组中间储仓式乏气送粉制粉系统流程图

第三节 联 锁 条 件

以图 10-5 所示的 1 台 300MW 机组为例，中间储仓式制粉及送粉系统的联锁条件如下：

（1）当两台回转式空气预热器停运后，联跳全部引风机、送风机、一次风机、磨煤机、给煤机、给粉机和排粉风机。

（2）事故切断两台引风机，则联跳全部运行的送风机、一次风机、磨煤机、给煤机、给粉机和排粉风机。

（3）当事故切断两台送风机，则联跳全部运行一次风机、磨煤机和给煤机、给粉机和排粉风机。

（4）当事故切断磨煤机运行时，关闭相应磨煤机入口的热风门，打开相应磨煤机入口的冷风门，并联跳相应给煤机。

（5）当事故切断给煤机运行或断煤时都必须有信号报至集控室。

（6）当事故切断两台一次风机，则联跳全部运行的磨煤机、给煤机、给粉机和排粉风机。

（7）当事故切断一台一次风机（两台运行时），关断该一次风机出口隔绝风门，并联跳部分的磨煤机、给煤机、给粉机和排粉风机。

第四节 设 计 计 算

一、原煤仓和煤粉仓

（一）原煤仓和煤粉仓的储煤容量及设计要求

对于中间储仓式制粉系统，煤粉仓的有效储煤粉量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 2h 以上的耗粉量设计。原煤仓和煤粉仓总的有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 8h 以上的耗煤量设计。对于输煤系统采用两班制运行的电厂，制粉系统原煤仓和煤粉仓总的有效储煤量，可按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量 10h 以上的耗煤量设计。

原煤仓的设计要求参见第九章相关内容。

煤粉仓应用非可燃烧材料制作，一般为钢筋混凝土结构或钢结构。煤粉仓内表面应平整、光滑、耐磨，不应有任何能沉积或滞留煤粉的凸出部位；相邻两壁间交线与水平面夹角不应小于 60°，且壁面与水平面夹角不小于 65°。相邻壁面交角内侧应做成圆弧形。

当采用金属煤粉仓时，为避免仓壁结露，粉仓外壁应用非可燃材料保温。在严寒地区，靠近厂房外墙或外露的煤粉仓，应有防冻保温措施。

煤粉仓应有粉位测量装置。大型机组的粉仓应装电子式粉位计，并有机械式测粉装置辅助校核。电子式粉位计测点在高度方向不少于 4 点并应有高粉位信号。

煤粉仓应有能将煤粉放净的设施。煤粉仓除有通向制粉系统的吸潮管外，还应设置通往相邻磨煤机或相邻锅炉的吸潮管。

（二）原煤仓容量计算

原煤仓容量计算参见第九章相关内容。

（三）煤粉仓容量计算

煤粉仓的容量 $V_{b,pc}$（m^3）按式（10-1）～式（10-3）确定：

$$V_{b,pc}=\frac{TB_{pc}}{K_{fil}\rho_{pc,b}Z_b} \tag{10-1}$$

$$B_{pc}=B_g\frac{Q_{net,ar}}{Q_{net,ad}} \tag{10-2}$$

$$Q_{net,ad}=\left(Q_{net,ar}+2.51\frac{M_{ar}}{100}\right)\times\frac{100-M_{ad}}{100-M_{ar}}-2.51\frac{M_{ad}}{100} \tag{10-3}$$

式中 T——煤粉仓供锅炉最大连续蒸发量运行的小时数，一般取 $T\geq2$；

B_{pc}——锅炉最大连续蒸发量时的每小时煤粉消耗量，t/h；

K_{fil}——煤粉仓充填系数；K_{fil}=0.8～0.9；

B_g——锅炉最大连续蒸发量下的燃料消耗量，t/h；

$Q_{net,ad}$——煤空气干燥基低位发热量，近似代替煤粉发热量，MJ/kg；

$Q_{net,ar}$——煤收到基低位发热量，MJ/kg；

M_{ar}——煤收到基水分，%；

M_{ad}——煤空干基水分，%；

$\rho_{pc,b}$——煤粉的堆集密度（参见第九章），t/m³。

二、中间储仓式制粉系统热力计算

（一）基本规定

制粉系统热力计算的任务包括：

（1）确定磨煤机所需的干燥剂量、干燥剂初温和组成。

（2）确定制粉系统终端干燥剂总量、温度、水蒸气含量和露点。

（3）对于按惰化气氛设计的制粉系统，还应计算终端干燥剂中氧的体积份额，并使之符合惰化气氛的规定。

（4）验算送粉管道中风粉混合物温度是否与所采用煤种相适应。

（5）确定制粉系统风机容量。

（二）计算的起点和终点

（1）起点：燃料的计算起点为原煤落入口；干燥剂计算的起点为引干燥剂入磨煤机的导管断面。

（2）终点：对于负压运行的中间储仓式制粉系统，计算的终点为排粉机入口处。

（三）始端干燥剂

对于钢球磨煤机的中间储仓式制粉系统始端干燥剂量 g_1（kg/kg）按式（10-4）和式（10-5）计算：

$$g_1=\frac{\rho_{ag}^{\theta}}{1+K_{le}}\left(\frac{Q_{v,opt}}{1000B_M}\times\frac{273}{273+t_2}\times\frac{p_a}{101.3}-\frac{\Delta M}{0.804}\right) \tag{10-4}$$

$$\Delta M=\frac{M_{ar}-M_{pc}}{100-M_{pc}} \tag{10-5}$$

式中 g_1——进入磨煤机的干燥剂量，kg/kg；

ρ_{ag}^{θ}——磨煤机入口干燥介质在标准状态下密度，kg/m³；

$Q_{v,opt}$——制粉系统最佳通风量，m³/h；

t_2——终端温度，℃；

ΔM——每千克原煤被干燥所蒸发的水量，kg/kg；

B_M——钢球磨煤机碾磨出力，t/h；

p_a——当地大气压力，kPa；

M_{ar}——原煤收到基水分，%；

M_{pc}——煤粉水分，%；

K_{le}——制粉系统漏风率，为制粉系统漏风占入口干燥介质的份额，按表 10-2 确定。

表 10-2 制粉系统漏风率

磨煤机	钢球磨煤机		中速磨煤机	风扇磨煤机	
制粉系统形式	储仓式	直吹式	负压	不带烟气下降管	带烟气下降管
漏风系数 K_{le}	0.2～0.4*	0.25	0.2	0.2	0.3

* 可按磨煤机的直径 D 取值：2m≤D≤3m 取 0.4；3m＜D＜4m 取 0.3；D≥4m 取 0.2。

（四）热平衡

制粉系统热平衡是认为在制粉系统起始断面输入的总热量与终端断面输出和消耗的总热量相等，即 $q_{in}=q_{out}$ 以求出组成干燥剂的各种气体份额及干燥剂的初温度 t_1。

中间储仓式制粉系统的热平衡计算方法与直吹式制粉系统类似，可参考第九章相关内容。

采用热空气、冷空气和磨煤机后的气体混合物（再循环气体）作为干燥剂时，热风、冷风和再循环气体的质量份额 r_{ha}、r_{la}、r_{rg} 按下列公式计算。

$$r_{ha}c_{ha}t_{ha}+r_{la}c_{la}t_{la}+r_{rg}c_{rg}t_2=c_{ag1}t_1 \tag{10-6}$$

$$r_{ha}+r_{la}+r_{rg}=1 \tag{10-7}$$

$$c_{ag1}=c_{ha}r_{ha}+c_{la}r_{la}+c_{rg}r_{rg} \tag{10-8}$$

$$r_{ha}+r_{la}=\frac{1.306r_{pri}\alpha V^0B\left(1-\frac{q_4}{100}\right)}{100g_1Z_MB_M}-K_{le} \tag{10-9}$$

式中 r_{pri}——锅炉允许的一次风率；

c_{ha}、c_{la}、c_{rg}——热风、冷风、再循环气体的比热容，kJ/（kg·℃）；

t_1、t_2——各成分干燥剂混合后的初、终端温度，℃；

t_{ha}、t_{la}——热风、冷风和再循环气体的温度，℃；

c_{ag1}——干燥剂的比热容，kJ/（kg·℃）；

B——锅炉的耗煤量，t/h；

Z_M——磨煤机的台数；

q_4——锅炉的机械不完全燃烧损失，%。

计算时，先假定 r_{ha}，根据式（10-9）和式（10-8）可求得 r_{la}、c_{ag1}，继而通过热平衡公式求得 t_1，再根据式（10-6）求得 t_1，要求两者误差不大于±2%。

（五）终端干燥剂

中间储仓式制粉系统终端干燥剂的质量 g_2（kg/kg）和体积 V_2^0（标准状态）（m³/kg）按式（10-10）～式（10-20）计算。

（1）只用热风作干燥剂时

$$g_2=(1+K_{le})g_1+\Delta M \tag{10-10}$$

$$V_2^0=(1+K_{le})\frac{g_1}{1.285}+\frac{\Delta M}{0.804} \tag{10-11}$$

（2）用热空气和再循环剂混合物干燥时

$$g_2=(r_{rg}+r_{ha}+K_{le})g_1+\Delta M \tag{10-12}$$

$$V_2^0=\left(\frac{r_{rg}}{\rho_{rg}^0}+\frac{r_{ha}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804} \tag{10-13}$$

式中 ρ_{rg}^0——再循环剂密度［按式（10-16）计算］，kg/kg。

（3）用热风、再循环剂及冷风混合物干燥时

$$g_2=(r_{ha}+r_{la}+r_{rg}+K_{le})g_1+\Delta M \tag{10-14}$$

$$V_2^0=\left(\frac{r_{rg}}{\rho_{rg}^0}+\frac{r_{ha}+r_{la}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804} \tag{10-15}$$

再循环剂的密度按式（10-16）计算。

$$\rho_{rg}^0=\frac{g_1(r_{ha}+r_{la}+K_{le})+\Delta M}{\frac{g_1(r_{ha}+r_{la}+K_{le})}{1.285}+\frac{\Delta M}{0.804}} \tag{10-16}$$

在热风送粉的制粉系统中，进入炉膛的三次风量 g_{ter}（kg/kg）和体积 V_{ter}^0（m³/kg）按式（10-17）和式（10-18）计算：

$$g_{ter}=(r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1+\Delta M \tag{10-17}$$

$$V_{ter}^0=\frac{(r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1}{1.285}+\frac{\Delta M}{0.804} \tag{10-18}$$

（4）用热炉烟、热风和冷风二介质干燥时

$$g_2=(r_{hg}+r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1+\Delta M \tag{10-19}$$

$$V_2^0=\left(\frac{r_{hg}}{\rho_{hg}^0}+\frac{r_{ha}+r_{la}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804} \tag{10-20}$$

式中 ρ_{hg}^0——标准状态下热炉烟密度［按式（10-22）计算］，kg/m³；

r_{ha}, r_{la}, r_{hg}——热风、冷风、热烟和再循环剂的质量份额，%。

（六）炉烟密度计算

当用热风和热炉烟作为干燥介质时，标准状态下入口干燥介质的密度按下式计算。

$$\rho_{ag}^0=\frac{1+r_m'K_{le}}{\frac{r_{ha}+r_m'K_{le}}{1.285}+\frac{r_{hg}}{\rho_{hg}^0}} \tag{10-21}$$

$$\rho_{hg}^0=\frac{m_{hg}}{V_{hg}^0} \tag{10-22}$$

$$m_{hg}=1-0.01A_{ar}+\beta\alpha_{hg}V^0 \tag{10-23}$$

$$V_{hg}^{0}=V_{N_2}^{0}+V_{RO_2}^{0}+V_{H_2O}^{0}+1.016(\alpha_{hg}-1)V^{0} \quad (10\text{-}24)$$

$$V^{0}=0.0889(C_{ar}+0.375S_{r,ar})+0.265H_{ar}-0.0333O_{ar} \quad (10\text{-}25)$$

$$V_{N_2}^{0}=0.79V^{0}+0.8\frac{N_{ar}}{100} \quad (10\text{-}26)$$

$$V_{RO_2}^{0}=\frac{1.866}{100}(C_{ar}+0.375S_{r,ar}) \quad (10\text{-}27)$$

$$V_{H_2O}^{0}=0.111H_{ar}+0.0124M_{ar}+0.016V^{0} \quad (10\text{-}28)$$

式中　r'_m——磨煤机入口漏风占整个系统漏风的份额（对风扇磨煤机直吹式系统，$r'_m=1.0$，对中间储仓式钢球磨煤机取$r'_m=0.85$）；

ρ_{lg}^{0}——冷炉烟在标准状态下的密度，kg/m³；

C_{ar}、$S_{r,ar}$、H_{ar}、O_{ar}、N_{ar}、M_{ar}——原煤收到基碳、可燃硫、氢、氧、氮、水分含量，%；

V^0——1kg 原煤的燃烧理论干空气量，m³/kg。

（七）干燥管参数计算

进入钢球磨煤机的原煤先经过干燥管，干燥管计算可采用下述方法进行：预定在干燥管中除去原煤水分的份额α，下降干燥管长度大于 2m 时，一般可取α=0.4，通过热力计算求出干燥管出口温度$t_{M,1}$。对于直接与磨煤机相连的干燥管，干燥管出口温度即为磨煤机进口温度$t_{M,1}$。进而求出干燥管内气体混合物的质量流量G_{drp}（kg/s）、体积流量Q_{drp}（m³/s）、浓度μ_{drp}（kg/kg）及密度ρ_{drp}（kg/m³）。

在忽略散热损失的条件下，按热平衡方程式式（10-29）～式（10-33）求出$t_{M,1}$。

$$q_{in}=q_{ev}+q_{dr}+q_{f} \quad (10\text{-}29)$$

$$q_{in}=[r_{hg}c_{hg}t_{hg}+r_{ha}c_{ha}t_{ha}+(r_{la}+K_{le})c_{la}t_{la}]g_{1} \quad (10\text{-}30)$$

$$q_{ev}=(2500+c''_{H_2O}t_{M,1}-4.187t_{re})a\Delta M \quad (10\text{-}31)$$

$$q_{dr}=[r_{hg}c_{g}+(r_{ha}+r_{la}+K_{le})c_{a}]g_{1}t_{M,1} \quad (10\text{-}32)$$

$$q_{f}=\frac{100-M_{ar}}{100}\left(c_{dc}+\frac{4.187M_{M,1}}{100-M_{M,1}}\right)(t_{M,1}-t_{rc})+q_{unf} \quad (10\text{-}33)$$

$$M_{M,1}=\frac{M_{ar}(100-M_{pc})-100(M_{ar}-M_{pc})\alpha}{(100-M_{pc})-(M_{ar}-M_{pc})a}\times 100 \quad (10\text{-}34)$$

$$q_{unf}=0.01\times\left(M_{ar}-M_{ad}\frac{100-M_{ar}}{100-M_{ad}}\right)(I_{d}-c_{i}t_{a,min}) \quad (10\text{-}35)$$

式中　q_{in}——加入热量，kJ/kg；

q_{ev}——水分蒸发热量，kJ/kg；

q_{dr}——干燥剂带走热量，kJ/kg；

q_f——加热原煤消耗热量，kJ/kg；

c_g、c_a——在t'_M温度下热烟和空气的质量比热容，kJ/（kg・℃）；

c_{dc}——干煤比热容，kJ/（kg・℃）；

c''_{H_2O}——水蒸气比热容，kJ/（kg・℃）；

$M_{M,1}$——干燥管出口（磨煤机进口）原煤的水分，%；

α——在干燥管中除去原煤水分的份额，下降管长度大于 2m 时，一般可取α=0.4；

q_{unf}——原煤解冻用热量，最低日平均温度在0℃以下又无解冻库时按式（10-35）计算，其他情况可取为零；

$t_{a,min}$——最低日平均温度（为负值），℃；

c_i——冰的比热容，取c_i=2.102，kJ/（kg・℃）；

I_d——冰的熔解热，取I_d=333.6，kJ/kg。

由于c_{ac}、c_a及c_g均为$t_{M,1}$的函数，要用逐步渐进法求出$t_{M,1}$的值。

（八）算例

例：某机组，计算得到实际耗煤量为 57.1t/h，设计煤种为烟煤，选用钢球磨煤机中间储仓式乏气送粉制粉系统，采用 MTZ3258 型钢球磨煤机，试计算其热平衡。

钢球磨煤机中间储仓式制粉系统热平衡计算示例见表 10-3。

表 10-3　钢球磨煤机中间储仓式制粉系统热平衡计算示例

序号	计算项目	符号	计算公式	数值	单位
1	干燥剂终温	t_2		60	℃
2	煤/煤粉平均比热容	c_{pc}		0.978	kJ/（kg・℃）
	干燥煤平均比热容	c_{dc}		0.917	kJ/（kg・℃）
3	煤粉水分	M_{pc}		1.87	%

续表

序号	计算项目	符号	计算公式	数值	单位
4	初始干燥剂		式（10-4）		
	干燥剂量	g_1		1.486	kg/kg
5	热平衡				
（1）	输入热量				
1）	干燥剂的物理热				
	热风温度	t_{ha}	空气预热器出口温度	330	℃
	热风比热容	c_{ha}	表 9-26	1.031	kJ/（kg・℃）
	冷风温度	t_{la}	一次风机出口温度	20	℃
	冷风比热容	c_{la}	表 9-26	1.012	kJ/（kg・℃）
	再循环气体的比热容	c_{rg}	表 9-26	1.039	kJ/（kg・℃）
	热风份额	r_{ha}	式（10-9）	0.531	%
	冷风份额	r_{la}	式（10-9）	0.253	%
	再循环气体份额	r_{rg}	式（10-7）	0.216	%
	混合风比热容	c_{ag1}	式（10-8）	1.033	kJ/（kg・℃）
	干燥剂初温	t_1	假设值	174.7	℃
	干燥剂的物理热	q_{ag1}	式（9-37）	268.2	kJ/kg
2）	磨煤机产生的热				
	机械热转化系数	K_{mac}	式（9-38）说明	0.7	
	磨煤单位电耗	e	磨煤机性能保证值	19.738	kWh/t
	热量	q_{mac}	式（9-38）	49.74	kJ/kg
3）	密封风物理热		负压系统无密封风	—	
4）	漏入冷风物理热	q_{le}		9.023	kJ/kg
5）	总输入热量	q_{in}	式（9-36）	327.0	kJ/kg
（2）	输出热量				
1）	原煤水分消耗热				
	所干燥的水分	ΔM	式（9-30）	0.048	kg/kg
	原煤水分消耗热	q_{ev}	式（9-42）	125.9	kJ/kg
2）	乏气带出热量				
	乏气比热容	c_{a2}	表 9-25	1.014	kJ/（kg・℃）
	乏气带出热量	q_{ag2}	式（9-43）	117.5	kJ/kg
3）	加热燃料消耗的热量				
	原煤解冻热量	q_{unf}	式（9-45）	0	kJ/kg
	加热燃料消耗的热量	q_f	式（9-44）	67.275	kJ/kg
4）	散热损失	q_5	式（9-46）	16.35	kJ/kg
5）	输出热量	q_{out}	式（9-41）	327.0	kJ/kg
（3）	干燥剂初温	t_1	式（9-47）	174.7	℃

注　本表中所使用的部分公式参见第九章相关内容。

（九）制粉系统风机容量

排粉机的容量按式（10-36）计算。

$$Q_v = V_2^0 B_M \frac{101.3}{p'_{Fan}} \times \frac{273 + t_2}{273} \times 10^3 \tag{10-36}$$

式中　Q_v——排粉风机的容量，m^3/h；

p'_{Fan}——风机入口处绝对压力，kPa；

V_2^0——标准状态下每千克燃料所需的终端干燥剂的体积，m^3/kg；

B_M——磨煤机的碾磨出力，t/h；

t_2——制粉系统终端温度，℃。

排粉机的台数、风量和压头应符合下列规定：

（1）排粉机的台数应与磨煤机台数相同。

（2）排风机的基本风量应按设计煤种的制粉系统热力计算确定。

（3）排粉机的风量裕量不宜低于 5%，压头裕量不宜低于 10%；风机的最大设计点应能满足磨煤机在最大钢球装载量时通风量的需要。

（十）一次风率

当采用空气干燥时，磨煤机出口的干燥剂（不含蒸发水分）占锅炉总风量的份额，即一次风率 r_{pri} 按式（10-37）计算：

$$r_{pri} = \frac{(1+K_{le})g_1 + 3.6\dot{Q}_s / B_M}{1.306\alpha V^0} \times \frac{Z_M B_M}{B\left(1 - \frac{q_4}{100}\right)} \tag{10-37}$$

式中　r_{pri}——锅炉一次风率，%；

K_{le}——制粉系统漏风率；

g_1——制粉系统始端干燥剂量；

$\dot{Q}_s$——密封风量；

B_M——钢球磨煤机碾磨出力，t/h；

α——锅炉炉膛出口过量空气系数；

V^0——标准状态下锅炉理论燃烧所需空气量，m^3/kg；

Z_M——磨煤机运行台数；

B——锅炉燃煤量，t/h；

q_4——锅炉机械不完全燃烧损失，%。

对钢球磨煤机储仓式系统，当磨煤机通风量按最佳通风量运行，r_{pri} 在锅炉允许范围内时，则干燥剂可由热风、温（冷）风组成。当 r_{pri} 大于锅炉允许的一次风率 r'_{pri} 范围时，多余的风量应作为再循环剂在系统内循环，以保持磨煤机在接近于最佳通风量下运行。

燃用中等着火或较难着火煤配储仓式制粉系统（热风送粉）的 300MW 容量级切向燃烧锅炉，一般使用的燃烧器配风参数见表 10-4。

表 10-4　300MW 级配中间储仓式制粉系统的切向燃烧锅炉配风参数（BRL 工况）

项目	参数
一次风喷口数量（只）	16～24
一次风喷口数量（层）	4～6
一次风率（%）	12～25**
一次风出口速度（m/s）	20～28
二次风率*（%）	60～80
二次风出口速度（m/s）	40～50
制粉乏气风率（%）	0/（15～25）***
乏气出口速度（m/s）	50～60
炉膛出口过量空气系数	1.20～1.25

* 二次风率中包括燃尽风（OFA）；配风率总和为 100%，未计入炉膛漏风率（一般小于 5%）。

** 高灰分烟煤（A_d=30%～40%）采用乏气送粉时可能达上限值。

*** 烟煤采用乏气送粉时为 0；低挥发分煤采用热风送粉时为 15%～22%；高灰分煤采用热风送粉时可能达上限值。具体数值与磨煤机选型及出力裕量有关。

第五节　设　备　选　型

一、钢球磨煤机

（一）磨煤机数量和出力裕量的选择

中间储仓式制粉系统的磨煤机选型应满足以下要求：

（1）每台锅炉装设的磨煤机台数不宜少于 2 台，不应设备用。200MW 及以下等级机组，一般设 2 台磨煤机，300MW 机组设 4 台磨煤机。

（2）每台锅炉装设的磨煤机总计算出力（在最佳钢球装载量下）按设计煤种不应小于锅炉最大连续蒸发量时燃煤消耗量的 115%，在磨制校核煤种时，不应小于锅炉最大连续蒸发量时的燃煤消耗量。

当 1 台磨煤机停止运行时，其余磨煤机按设计煤种的计算出力应能满足锅炉不投油情况下安全稳定运行的要求。必要时可经输粉机由邻炉输粉。

（二）钢球磨煤机的选型计算

1. 碾磨出力计算

钢球磨煤机的碾磨出力 B_M 按式（10-38）计算。

$$B_M = 0.11D^{2.4}\ln^{0.8}k_{ap}k_{jd}\varphi^{0.6}k_{gr}k_v\left(\ln\frac{100}{R_{90}}\right)^{-\frac{1}{2}} \tag{10-38}$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0.785L}} \tag{10-39}$$

$$\varphi = \frac{G_b}{\rho_b V} \tag{10-40}$$

$$k_{gr} = k_{VTI}\frac{S_1 S_2}{S_g} \tag{10-41}$$

$$S_1 = \sqrt{\frac{M_{max}^2 - M_{av}^2}{M_{max}^2 - M_{ad}^2}} \tag{10-42}$$

$$M_{max} = 1 + 1.07M_{ar} \tag{10-43}$$

$$M_{av} = \frac{M_{M'} + 3M_{pc}}{4} \tag{10-44}$$

$$M_{M'} = \frac{M_{ar}(100 - M_{pc}) - 100(M_{ar} - M_{pc})\times 0.4}{(100 - M_{pc}) - (M_{ar} - M_{pc})\times 0.4} \tag{10-45}$$

$$S_2 = \frac{100 - M_{av}}{100 - M_{ar}} \tag{10-46}$$

$$S_g = 0.79216 + 0.30949\left(\frac{R_5}{20}\right) + 0.1250\left(\frac{R_5}{20}\right)^2 + 0.02396\left(\frac{R_5}{20}\right)^3 + 0.00131\left(\frac{R_5}{20}\right)^4 \tag{10-47}$$

$$S_g = 0.61946 + 4.3926\times10^{-2}d_{max} - 1.6324\times10^{-3}d_{max}^2 + 2.815\times10^{-5}d_{max}^3 - 1.8096\times10^{-7}d_{max}^4 \tag{10-48}$$

$$k_v = 0.059929 + 2.0295x - 1.4835x^2 + 0.43819x^3 - 0.039649x^4 \tag{10-49}$$

$$x = Q_v / Q_{v,opt} \tag{10-50}$$

式中　B_M——磨煤机碾磨出力，t/h；

D、L——磨煤机筒体的内径和长度，对于锥形磨煤机内径 D 按照式（10-39）计算，m；

V——磨煤机容积，m³；

k_{ap}——护甲形状系数，对波形装甲和梯形装甲 k_{ap}=1.0；对齿形装甲 k_{ap}=1.10；

R_{90}——粗粉分离器后的煤粉在筛孔为 90μm 筛子上的剩余量占总筛粉量的百分比，%；

k_{jd}——由于护甲和钢球磨损使出力降低的修正系数，k_{jd}=0.9；

φ——钢球装载系数；

G_b——钢球装载量，t；

ρ_b——钢球堆积密度，取 ρ_b=4.9t/m³；

k_{gr}——工作燃料可磨性的修正系数；

S_1——工作燃料水分对可磨性的修正系数；

M_{max}——燃料最大水分，%；

M_{ar}——燃料收到基水分，%；

M_{ad}——燃料空气干燥基水分，%；

M_{av}——磨煤机筒体内燃料的平均水分，%；

M_{pc}——煤粉水分，%；

$M_{M'}$——磨煤机燃料水分，%；

d_{max}——原煤最大粒度，mm；

S_2——原煤质量换算系数；

S_g——进入磨煤机的原煤粒度修正系数，根据式（10-47）或式（10-48）计算，也可按图 10-8 根据 R_5 确定；

R_5——原煤在筛孔为 5mm×5mm 筛子上的剩余量占总原煤量的百分比，%；

k_v——滚筒内实际通风量对磨煤机出力的影响系数，按式（10-49）确定，也可按表 10-5 或图 10-9 确定；

Q_v——磨煤机实际通风量（对于钢球磨煤机中储式制粉系统，可取磨煤机最佳通风量计算），m³/h；

$Q_{v,\ opt}$——磨煤机最佳通风量，m³/h；

x——磨煤机实际通风量与最佳通风量之比，m³/h。

假设 M_{pc}=M_{ad} 时的 S_1、S_2 与 M_{ar} 的关系线算图如图 10-7 所示。

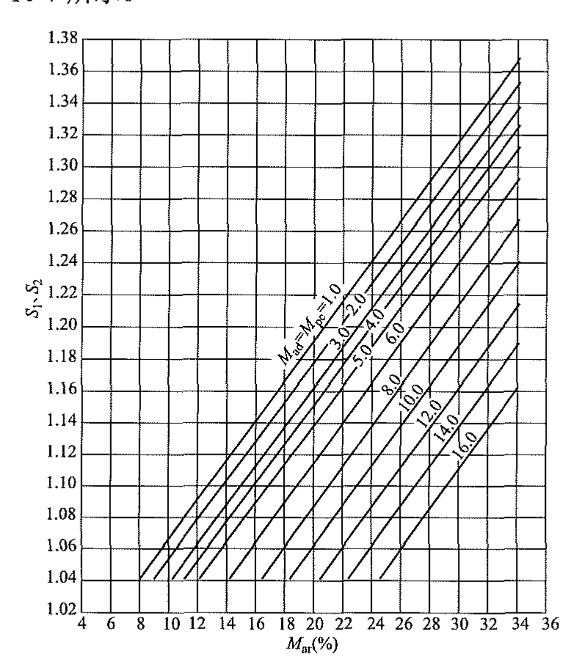


图 10-7　水分修正系数 S_1、S_2 和原煤水分 M_{ar} 的关系线算图（M_{ad}=M_{pc}）

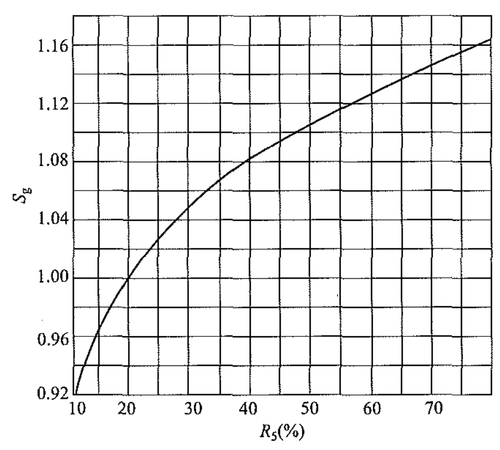


图 10-8　原煤粒度修正系数 S_g 和 R_5 的关系

表 10-5　　k_v 和 $Q_v/Q_{v,opt}$ 的关系

$Q_v/Q_{v,opt}$	0.4	0.6	0.8	1.0	1.2	1.4
k_v	0.66	0.83	0.95	1.0	1.04	1.07

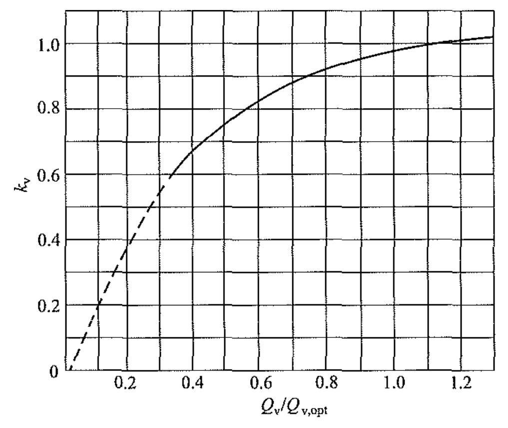


图 10-9　k_v 和 $Q_v/Q_{v,opt}$ 的关系

对于波形和梯形装甲因为有式（10-51）。

$$0.11D^{2.4}\mathrm{Ln}^{0.8}k_{ap}k_{jd}=2.065V \qquad (10\text{-}51)$$

所以式（10-38）可以写为式（10-52）。

$$B_M=2.065\varphi^{0.6}k_{gr}k_v\left(\ln\frac{100}{R_{90}}\right)^{-\frac{1}{2}}V \qquad (10\text{-}52)$$

如果护甲和钢球都为新状态，则式（10-38）可以写为式（10-53）。

$$B_M=2.294\varphi^{0.6}k_{gr}k_v\left(\ln\frac{100}{R_{90}}\right)^{-\frac{1}{2}}V \qquad (10\text{-}53)$$

2. 最佳通风量计算

磨煤电耗和通风电耗总和最小时的通风量称为最佳通风量，最佳通风量按式（10-54）计算。

$$Q_{v,opt}=\frac{38}{n\sqrt{D}}V\left(1000\sqrt[3]{K_{VTI}}+36R_{90}\sqrt{K_{VTI}}\sqrt[3]{\varphi}\right)\left(\frac{101.3}{p}\right)^{0.5} \qquad (10\text{-}54)$$

式中　$Q_{v,opt}$ ——磨煤机最佳通风量，m^3/h；

K_{VTI} ——煤的可磨性指数（VTI 法）；

p ——当地大气压，kPa。

3. 最佳钢球装载系数计算

随着钢球装载量的增加，磨煤机出力和耗电量都增加。单位电耗最小时（在同样煤粉细度下）的钢球装载量称为最佳钢球装载量。波形护甲的最佳钢球装载系数可按式（10-55）和式（10-56）计算。

$$\varphi_{b,opt}=\frac{0.12}{(n/n_{cr})^{1.75}} \qquad (10\text{-}55)$$

$$n_{cr}=\frac{42.3}{\sqrt{D}} \qquad (10\text{-}56)$$

式中　n_{cr}——钢球磨煤机筒体的临界转速，r/min。

齿形护甲的最佳钢球装载系数可按式（10-57）计算。

$$\varphi_{b,opt}=3.9752-17.376\left(\frac{n}{n_{cr}}\right)+31.520\left(\frac{n}{n_{cr}}\right)^2-27.025\left(\frac{n}{n_{cr}}\right)^3+9.1054\left(\frac{n}{n_{cr}}\right)^4 \qquad (10\text{-}57)$$

4. 功率计算

钢球磨煤机功率按式（10-58）计算。

$$P_M=\frac{P_0}{\eta_{dr}\eta_{Mot}}=\frac{1}{\eta_{dr}\eta_{Mot}}\left(0.122D^3\ln\rho_b\varphi^{0.9}k_{ap}k_{ful}+1.86D\ln S\right) \qquad (10\text{-}58)$$

式中　P_M——钢球磨煤机功率，kW；

P_0 ——钢球磨煤机轴端（本身消耗）功率，可按图 10-10 和图 10-11 确定，kW；

η_{dr} ——磨煤机传动装置的效率，对一级减速箱齿轮传动，η_{dr}=0.865，对两级减速箱的摩擦传动，η_{dr}=0.885，对低速电机无减速箱的齿轮传动，η_{dr}=0.92，对低速电机无减速箱的摩擦传动，η_{dr}=0.955；

η_{Mot} ——电动机效率，η_{Mot}=0.92；

k_{ful}——考虑燃料种类及钢球装载系数 φ 的修正系数，可按图 10-12 确定；

S ——筒体壁厚（包括护甲），约为筒体直径的 1/40，m。

对无烟煤系数 k_{ful} 按式（10-59）计算。

$$k_{ful}=0.84+0.5\varphi \qquad (10\text{-}59)$$

对褐煤、贫煤和烟煤系数 k_{ful} 按式（10-60）计算。

$$k_{ful}=1.3765-4.1582\varphi+16.33\varphi^2-21.079\varphi^3 \quad (10\text{-}60)$$

5. 算例

例：某机组，计算得到实际耗煤量为 67.2t/h，与磨煤机选型计算相关的参数如下（设计煤种）：HGI=80，M_{ar}=6.00%，A_{ar}=32.327%，M_{ad}=0.96%，煤粉细度要求为 R_{90}=12.02%，采用钢球磨煤机中间储仓式制粉系统，每台炉配 2 台磨煤机，试进行钢球磨煤机的选型计算。

钢球磨煤机选型计算示例见表 10-6。

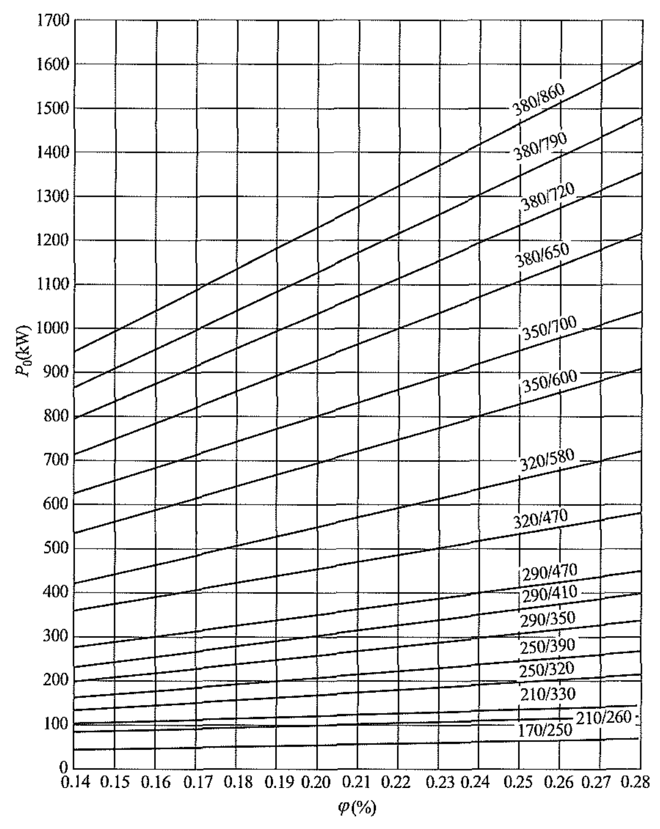


图 10-10　磨制贫煤、烟煤、褐煤时钢球磨煤机本身消耗功率计算图

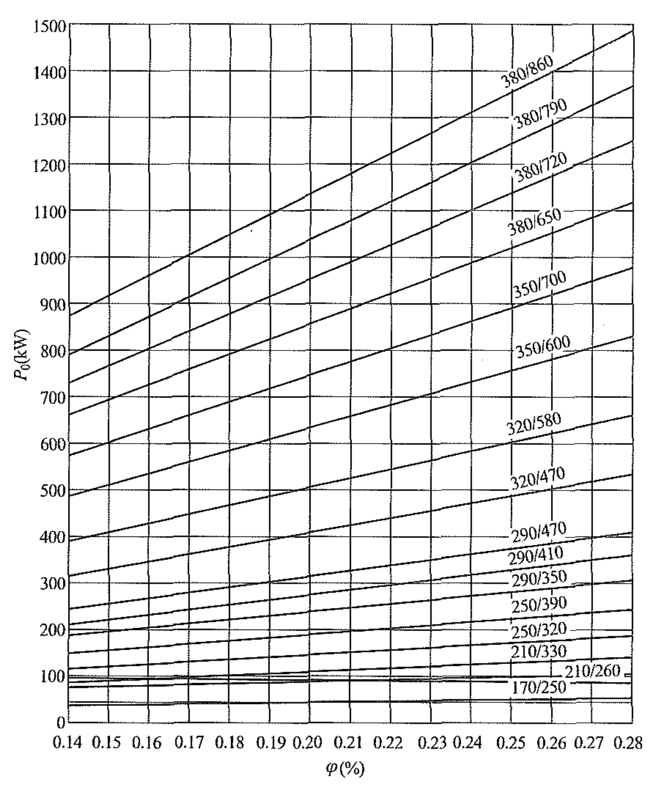


图 10-11　磨制无烟煤时钢球磨煤机本身消耗功率计算图

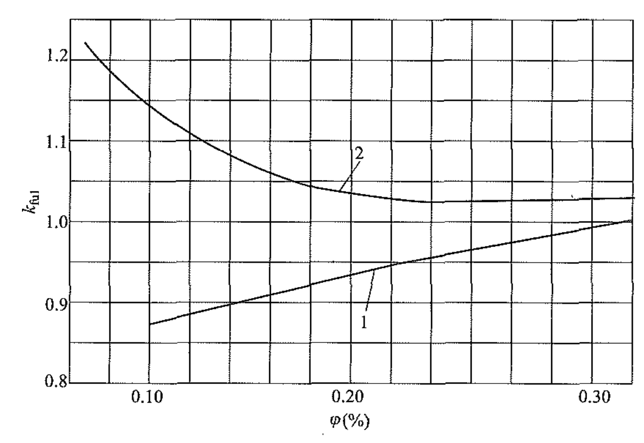


图 10-12　燃料修正系数 k_{ful} 和 φ 的关系
1—无烟煤；2—褐煤、贫煤和烟煤

表 10-6　　钢球磨煤机选型计算示例

序号	项　目	符号	计算公式	设计煤种	单位	备注
1	实际耗煤量	B_g		67.2	t/h	
2	钢球磨煤机选型					
2.1	磨煤机型号及参数		初选型号	MTZ3560		
	磨煤机运行台数	Z_m		2	台	
	直径	D		3.5	m	厂家资料
	长度	L		6.0	m	厂家资料
	最大装球量	G		59	t	厂家资料
	有效容积	V		57.73	m^3	厂家资料
	转速	n		17.57	r/min	厂家资料
	充填率	φ		0.21		厂家资料

续表

序号	项　　目	符号	计算公式	设计煤种	单位	备注
2.2	钢球磨煤机选型计算					
	煤粉水分	M_{pc}	取 $M_{pc}=M_{ad}$	0.96	%	
	护甲形状修正系数	k_{ap}		1.0		
	护甲和钢球磨损使出力降低系数	k_{jd}		0.9		
	工作燃料可磨性修正系数	k_{gr}	式（10-41）～式（10-46）	1.433		
	实际通风量对出力影响系数	k_{v}	式（10-49）～式（10-50）	1.0		
	磨煤机出力	B_{M}	式（10-38）	45.92	t/h	
	磨煤机出力储备系数	K_{c}	$K_c=Z_mB_M/B_g$	1.367		满足 1.15 储备系数的要求
2.3	磨煤机最佳通风量	$Q_{v,opt}$	式（10-54）	97702	m^3/h	

二、给煤机

中间储仓式制粉系统的给煤机选型应满足以下要求：

（1）宜选用刮板式给煤机或皮带式给煤机，对小容量机组也可选用振动式给煤机。

（2）给煤机的台数应与磨煤机台数相匹配。

（3）给煤机的计算出力不宜小于磨煤机在设计煤种和设计煤粉细度下最大出力的 110%，振动给煤机的计算出力不应小于磨煤机最大出力的 120%。

三、排粉风机

排粉风机是中间储仓式制粉系统中用以输送干燥剂和煤粉的风机，安装在细粉分离器之后。排粉风机的运转使从磨煤机到排粉风机的整个制粉系统形成负压。从排粉风机出口来的乏气，或作为一次风，将给粉机供给的煤粉送入炉膛燃烧；或作为三次风直接喷入炉膛。从细粉分离器出来的乏气（废干燥剂），视分离器效率的高低，含有 10%～20%的细煤粉，因此风机必须采取有效的防磨损措施。由于输送的介质含有煤粉，且管路长、流速高、阻力大，需要排粉风机的压力较高，一般在 10kPa 左右，因而都采用离心风机。

排粉风机的结构应能适应所输送的乏气温度的要求。当用于中间储仓式乏气送粉系统时，其设计的乏气进口温度为 70℃，运行的最高进口温度为 150℃。

排粉风机的台数、风量和压头应符合下列规定：

（1）排粉风机的台数应与磨煤机台数相同。

（2）排粉风机的基本风量应按设计煤种的制粉系统热力计算确定。

（3）排粉风机的风量裕量不宜低于 5%，压头裕量不宜低于 10%；风机的最大设计点应能满足磨煤机在最大钢球装载量时通风量的需要。

常用的排粉风机有 M6-29、M6-30、M6-31、M9-26［M 为煤粉通风机；6（9）为最高效率时全压系数乘10 后的整数值；26（29、30、31）为最高效率时的比转数数值］等系列，具有耐磨损、效率高、噪声低、气体流动稳定性好、性能曲线平坦、高效区宽广、结构紧凑、维修方便等特点，广泛应用于中间储仓式制粉系统作为排粉风机使用。

排粉风机可制成顺时针和逆时针两种形式，从电动机一端正视，如叶轮顺时针旋转称为顺时针旋转风机，逆时针旋转则称逆时针旋转风机。风机的出口位置以机壳的出口角度表示。顺时针或逆时针旋转风机均可制成 0°、45°、90°、135°、180°、225°等角度，以适应制粉管道的布置。

风机选型时，可将计算风量、风压和风机的旋转方向、出口角度提交风机制造厂选型。粗选时也可参照制造厂产品样本选取。

由于风机样本或性能曲线上表示的是气体在一定的状态（压力、温度或密度）的特性，再利用这些样本或性能曲线时还应将设计风压、风量折算到与性能曲线相符的状态，按式（10-61）和式（10-62）表示

$$p_0 = p\frac{\rho_0}{\rho} \tag{10-61}$$

$$Q_0 = Q \tag{10-62}$$

式中　ρ_0 ——风机样本或性能曲线所对应的气体密度，kg/m^3；

ρ ——设计工况（或工作工况下）的气体密度，kg/m^3；

p_0 ——风机样本或性能曲线上的风机压头（全压），Pa；

p ——设计压头（即按照空气动力计算得到的风机所需压头），Pa；

Q_0 ——风机样本或性能曲线上的风量，m^3/h；

Q ——设计风量（即按按设计煤种的制粉系统热力计算得到的风量），m^3/h。

四、粗粉分离器

粗粉分离器的作用是将磨煤机磨制的煤粉按粒度进行分选，将粗颗粒分离出来返回磨煤机重磨，而将符合细度要求的煤粉送出，供锅炉燃用。

中间储仓式制粉系统采用的粗粉分离器主要有径向叶片型（见图 10-13）或轴向叶片型粗粉分离器（见图 10-14）两种类型（以下简称“径向型或轴向型分离器”）。径向型分离器是对苏联 ЦККБ 型分离器加以改进（取消二级回粉管并增大分离器容积）而得，分离效果有很大改善。但由于结构所限，要求煤粉细度很细时，较难适用。轴向型分离器由于调节挡板改成轴向，二次分离器容积加大，气流行程更为合理，故能适应要求煤粉更细的情况，技术指标（效率、循环倍率、阻力及煤粉细度等）比径向型更优。

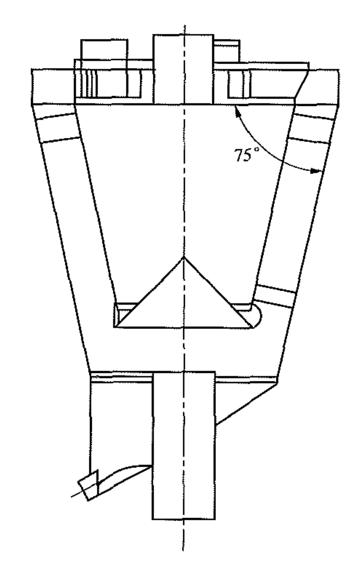


图 10-13　径向型粗粉分离器结构示意图

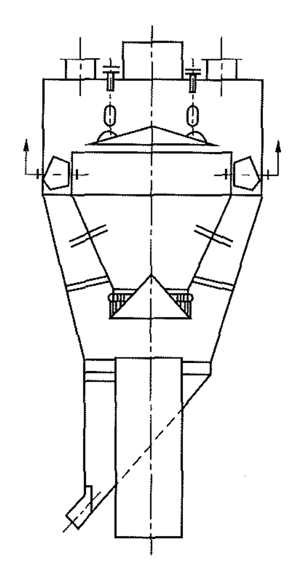


图 10-14　轴向型粗粉分离器结构示意图

粗粉分离器是制粉系统重要部件，粗粉分离器性能优劣对磨煤机出力和锅炉燃烧具有重要影响。粗粉分离器应具有最佳的循环倍率、高的煤粉均匀性（煤粉均匀性指数 $n>1.0$）、较低的阻力（$\Delta p<800\text{Pa}$）、好的调节性能和稳定连续的工作性能。粗粉分离器最佳循环倍率推荐值，对钢球磨煤机，无烟煤为 3，贫煤和烟煤为 2.2，褐煤为 1.4。

粗粉分离器的选型可分为形式的选择和参数的选择两部分。形式的选择是根据要求的煤粉细度以及两种基本形式粗粉分离器的运行特性、金属消耗量和布置的紧凑性等选取合理的粗粉分离器形式，而参数的选择则是在选定具体的分离器形式后，根据推荐的容积强度值，选择分离器的规格。

（1）粗粉分离器的选型宜根据煤种和煤粉细度的要求进行。在煤粉细度要求很细（$R_{90}<6\%$）时，宜选用轴向型粗粉分离器；而在煤粉细度要求不太细的场合，径向型和轴向型分离器的性能一般都能满足要求，此时应对两种基本形式进行技术经济比较，最终确定所选分离器的形式和规格。目前国内通常均采用轴向型粗粉分离器。

（2）粗粉分离器参数的选择宜以容积强度为指标，对具体的粗粉分离器系列，其值根据要求的煤粉细度来选取。不同形式及系列的分离器，由于其结构形式、系列化参数及性能的差别，容积强度的选取也不相同。

容积强度 $E[\text{m}^3/(\text{m}^3\cdot\text{h})]$定义为系统通风量（$Q$）与分离器容积（$V$）之比，即

$$E=\frac{Q}{V} \tag{10-63}$$

径向型粗粉分离器的容积强度根据所要求的煤粉细度和分离器的形式、规格按表 10-7 和表 10-8 选取。按表中的容积强度选择粗粉分离器时，可先假定分离器规格的大致范围，选定相应的容积强度，再据以确定分离器尺寸。如果选择结果与所假定的范围不一致，则需重新进行选择。

表 10-7　径向型 HG-CB、WG-CB 系列粗粉分离器容积强度选择　[m³/（m³·h）]

煤粉细度 R_{90}（%）	分离器规格（mm）		
	ϕ2500、ϕ2800、ϕ3400、ϕ3700	ϕ4000、ϕ4300	ϕ4700、ϕ5100、ϕ5500
6～15	1400～1800	1100～1500	950～1250
15～28	1800～2200	1500～1850	1250～1550
28～40	2200～2600	1850～2150	1550～1850

表 10-8　径向型 DG-CB 系列粗粉分离器容积强度选择　[m³/（m³·h）]

煤粉细度 R_{90}（%）	分离器规格（mm）		
	φ2500、φ2800、φ3100、φ3400	φ3700、φ4000、φ4300	φ4700、φ5100、φ5500
6～15	1750～2250	1600～2000	1300～1600
15～28	2250～2750	2000～2400	1600～1900
28～40	2750～3250	2400～2800	1900～2200

轴向Ⅰ型粗粉分离器容积强度按表 10-9 选取；串联双轴向型分离器容积强度按式（10-64）选取；多通道型分离器容积强度按式（10-65）选取。其他类型的分离器应根据制造厂的选型参数确定。

表 10-9　轴向Ⅰ型粗粉分离器的容积强度

R_{90}（%）	4～6	6～15	15～28	28～40
E [m³/（m³·h）]	900～1100	1100～1500	1500～1850	1850～2200

$$E = 1500 + (R_{90} / 0.006) \tag{10-64}$$

$$E = 64.027R_{90} + 790 \tag{10-65}$$

粗粉分离器直径的选择按式（10-66）计算。

$$D = \sqrt[3]{\frac{Q}{KE}} \tag{10-66}$$

式中　D——粗粉分离器的直径，m。

Q——制粉系统通风量，m³/h。

K——粗粉分离器结构特性系数，对径向型 HG、WG 系列，K=0.518，WG 系列 K=0.435；对于轴向Ⅰ型 K=0.789，串联双轴向型 K=0.35，多通道轴向型 K=0.868。

五、细粉分离器

细粉分离器是从气粉混合物中将煤粉分离出来的设备，用于中间储仓式制粉系统和半直吹式制粉系统。常用的细粉分离器形式是旋风式分离器，如图 10-15 所示，主要部件为旋风筒，气粉混合物切向进入，在离心力的作用下将煤粉从气流中分离，分离下来的煤粉进入煤粉仓，乏气作为一次风或三次风进入炉膛或排入大气。

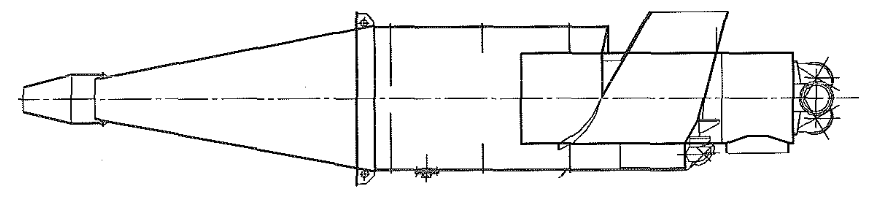


图 10-15　细粉分离器结构示意图

细粉分离器选型方法如下：

（1）按细粉分离器的通风量（筒内平均流速）作细粉分离器直径的初选。

细粉分离器的直径 D_c 按式（10-67）计算：

$$D_c = \sqrt{\frac{Q_v}{2830u_c}} \tag{10-67}$$

式中　D_c——细粉分离器的直径，m；

Q_v——制粉系统通风（干燥剂）量，m³/h；

u_c——细粉分离器筒内平均速度，在 3～3.5m/s 范围内选用。

（2）核定细粉分离器效率。若效率满足要求（高于界限值），则进行下一步计算；若效率低于界限值，则可采用适当减小细粉分离器直径（但筒内流速不能超过上限值）或两个更小直径细粉分离器并联的办法重新选定细粉分离器以满足对效率的要求。

（3）计算细粉分离器的阻力。若阻力过高（Δp>1000Pa），则重新做选型和计算。

（4）最终确定细粉分离器的形式和规格。

六、给粉机

给粉机是在中间储仓式制粉系统中把煤粉由煤粉仓送到一次风管再送至燃烧器的必要设备。为保证正常燃烧，给粉机应能稳定连续供粉，且送粉量应能方便有效地调节。

大、中容量锅炉制粉系统常采用叶轮式给粉机。给粉量的调节是靠改变电磁调速异步电动机的转速来达到的。为此，给粉机常配置滑差调速电动机，也可采用变频调速的方法。叶轮给粉机的输送机构由一级蜗轮与蜗杆副构成的。由蜗杆副通过安装在同一主轴上的刮板，供给叶轮和测量叶轮带着煤粉在供给叶轮壳内转 180° 到供给叶轮壳缺口处，落到测量叶轮内的齿槽，测量叶轮再转 180° 又把煤粉带到下部体内的缺口处煤粉即落入出粉管中，按此过程就达到连续、均匀给粉和防止停机时煤粉自流的目的。

国产的叶轮给粉机的型号以其公称出力（即额定

出力最大值）来表示，如 GF-××，其中 GF 表示叶轮给粉机，××表示公称出力（t/h）。GF 系列叶轮给粉机的主要技术参数和外形见表 10-10 和图 10-16。

表 10-10 GF 系列叶轮给粉机主要技术参数

性 能	GF-1.5	GF-3	GF-6	GF-9	GF-12	GF-15
额定出力（t/h）	0.5～1.5	1～3	2～6	3～9	4～12	5～15
煤粉密度（t/m³）	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65	0.65
叶轮直径（mm）	313	313	313	386	386	386
叶轮齿数 Z	12	12	12	12	12	12
主轴转速（r/min）	9～40	21～81	21～81	21～81	21～81	21～81
传动比	1:27	1:13.5	1:13.5	1:13.5	1:13.5	1:13.5
外形尺寸（mm）	807×984×1158			989×1340×1213		
总重（不计电动机）（kg）	354			480		

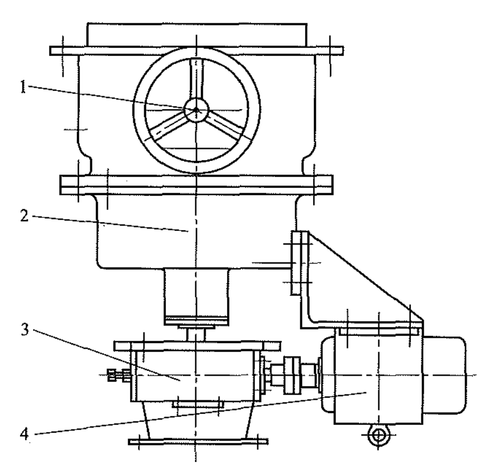


图 10-16 GF 系列叶轮给粉机结构图
1—上部体；2—下部体；3—减速器；4—驱动装置

七、输粉机

输粉机在中间储仓式制粉系统中用于连接同炉或邻炉的不同制粉系统，作输送或分配煤粉之用。输粉设施的设置原则和容量应符合下列规定：

（1）每台锅炉采用 2 台磨煤机时，相邻 2 台锅炉间的煤粉仓可采用输粉机连通。

（2）每台锅炉采用 4 台磨煤机及 2 个煤粉仓时，可采用输粉机连通同 1 台炉相邻的 2 个煤粉仓或 2 炉间相邻的 2 个煤粉仓。

（3）输粉机的容量不应小于相连磨煤机中最大 1 台磨煤机的计算出力。

（4）当输粉机长度超过 40m 时，宜采用双端驱动。

（5）输粉机应有良好的密封性。

（6）当采用合适布置方式，使细粉分离器落粉管能向 1 台炉相邻的 2 个煤粉仓或 2 炉间相邻的 2 个煤粉仓直接供粉时，可不设输粉设备。

（7）对高挥发分和自燃倾向高的烟煤和褐煤，不宜设置输粉设备。

常用的输粉机类型有埋刮板输粉机、链式输粉机和螺旋输粉机系列。埋刮板输粉机的型号以槽体宽度表示，其主要技术参数见表 10-11 和表 10-12，螺旋输粉机的型号系以螺旋叶片直径表示，其主要技术参数见表 10-13。

表 10-11 LF 型链式埋刮板输粉机的主要技术参数

型号	LFD（S）–20A	LFD（S）–40A	LFD（S）–60A	LFD（S）–80A
输送量（t/h）	20	40	60	80
链条速度（m/s）	0.34			
链条节距（mm）	125			
刮板间距（mm）	750			
输送距离（mm）	LFD 型小于 40000，KFS 型大于 40000			
电动机功率（kW）	2.5～5.5			

注 表中型号中的 D 表示单向驱动，S 表示双向驱动。

埋刮板式和链式输粉机轴承数量少且与机壳远离，可排除因轴承密封引起的各种弊端，且因取消中间轴承，使输粉空间通畅，因而比螺旋输粉机性能更好，在绝大多数场合已经取代了螺旋输粉机。

表 10-12 MSSF（双向）/MSF（单向）型埋刮板输粉机的主要技术参数

型号	MSSF25	MSSF32	MSSF40	MSSF50	MSSF63
机槽宽度（mm）	250	315	400	500	630
承载深度（mm）	238	278	370	470	470
链条速度（m/s）	0.2～0.25	0.2～0.32			

续表

型号	MSSF25	MSSF32	MSSF40	MSSF50	MSSF63
输送量（t/h）	25～31.5	40～60	63～100	110～175	130～210
最大输送距离（m）	80	100			
电机功率（kW）	5.5～11	11～22	15～30	15～45	15～45

表 10-13 LSF 螺旋输送机主要技术参数

型号	LSF-300	LSF-400	LSF-500
最大输送量（t/h）	25	45	85
螺旋节距（mm）	240	320	400
螺旋叶片直径（m/s）	300	400	500
输送距离（t/h）	50（单驱动）/100（双驱动）	55（单驱动）/110（双驱动）	60（单驱动）/120（双驱动）
转速和驱动装置	根据实际输送长度设计		

第十一章

风扇磨直吹式制粉及送粉系统设计

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

（一）设计范围

风扇磨煤机制粉及送粉系统设计范围是从原煤仓起至锅炉煤粉燃烧器止的系统，包含煤的储存、干燥、碾磨和输送系统。

风扇磨直吹式制粉及送粉系统主要设备包括原煤仓、给煤机、风扇磨煤机、落煤管道、煤粉管道、高温炉烟管道等。

（二）系统功能

风扇磨直吹式制粉及送粉系统的功能是将原煤由原煤仓经给煤机，并与干燥介质混合送至风扇磨煤机；然后将磨制后合格的煤粉经煤粉管道送至锅炉煤粉燃烧器。

风扇磨直吹式制粉及送粉系统的种类主要包括：

（1）风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统：采用热炉烟、冷炉烟、热空气三种介质作干燥剂的风扇磨煤机直吹式系统。

（2）风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统：采用热炉烟、热空气和冷空气两种介质作干燥剂的风扇磨煤机直吹式系统。

（3）当燃烧水分为40%以上的高水分褐煤时，风扇磨煤机出口宜设置煤粉浓缩器，以分离煤粉中水分的直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统。

二、对原始输入条件的基本要求

（一）煤质资料

（1）磨煤机和制粉系统选型及参数设计时所必需的煤质数据要求及内容见第九章第一节中表9-1。煤的分类及基本特性见本系列设计手册之《火力发电厂热机通用部分设计》中第二章 煤 及附录部分。

（2）电站锅炉煤质允许偏差变化范围见第九章第一节中表9-2。

（二）需要的锅炉热力系统参数锅炉热力系统参数（见表11-1）

表11-1　　锅炉热力系统参数

序号	项目	符号	单位	主要用途
1	燃料消耗量	B	t/h	磨煤机选型计算，制粉系统热力计算
2	冷风温度	t_{la}	℃	制粉系统热力计算
3	热风温度	t_{ha}	℃	制粉系统热力计算
4	冷炉烟温度	t_{lg}	℃	制粉系统热力计算
5	冷炉烟的组成成分	—	%	制粉系统热力计算
6	热炉烟温度	t_{hg}	℃	制粉系统热力计算
7	热炉烟的组成成分	—	%	制粉系统热力计算
8	锅炉一次风率	r_{pa}	%	与制粉系统计算一次风率进行校核

三、煤和煤粉的特性

煤和煤粉特性、计算和换算方法参见第九章第一节。

四、制粉系统的选择

（一）制粉系统选择原则

制粉系统选择原则参见第九章第一节的相关内容。

（二）风扇磨煤机对应的煤质条件

风扇磨煤机及制粉系统类型对应的煤质条件参见第九章第一节的相关内容。

（三）风扇磨煤机制粉系统类型选择

对于高水分褐煤，宜采用高（低）温烟气与热风混合的二介质或三介质作干燥剂，并按惰化气氛设计。即终端干燥剂的氧的容积份额（按湿干燥剂计算）不大于12%。若不能满足要求，则应调整系统中有关介

质的比例或将二介质改为三介质，直至符合上述要求。

干燥剂的数量已经受磨煤机通风量所限定，而且与系统布置所形成的阻力有关。通常在热力计算前，根据所选定的磨煤机型号和制造厂提供的该磨煤机的通风量-阻力（Q-Δp）特性曲线等有关资料，并计（估）算系统阻力，确定磨煤机的通风出力。热力计算主要是确定干燥剂的初温 t_1 及组成干燥剂的各类介质的份额。各类介质中所含的空气量之总和应满足锅炉对一次风率的要求。按惰化气氛设计的系统，尚应计算设计煤种和校核煤种在可能出现的不利工况下，磨煤机出口气粉混合物中氧的容积份额，使它符合惰化气氛的规定。否则要调整干燥剂的组成，重新计算，直至合格为止。

五、制粉系统设计参数的确定

（一）设计压力

风扇磨直吹式制粉及送粉系统的设备、管道及部件的抗爆设计压力均采用40kPa。

（二）设计温度

（1）制粉系统的终端温度不应高于磨煤机轴承允许的温度和防爆要求的温度。

（2）对于褐煤和高挥发分烟煤，风扇磨煤机出口最高允许温度不应高于180℃。

（3）制粉系统终端干燥剂的温度宜和磨煤机分离器出口的温度相同。

（4）制粉系统终端干燥剂的最低温度应比空气水露点温度高2℃；且不应低于60℃。其中，空气水露点温度应按照第七章第四节的相关内容确定。

（三）设计流速

（1）风扇磨直吹式制粉及送粉系统中的烟风煤粉管道的设计流速要求见本书第二十三章第一节相关内容。

（2）从磨煤机（或分离器）到燃烧器的送粉管道水平布置时，其管道内介质流速在锅炉任何负荷下不应小于18m/s。

六、防爆设计说明

（一）煤粉云爆炸特性、爆炸预防和控制

煤粉云爆炸特性、爆炸预防和控制见第九章第一节的相关内容。

（二）防爆设计的基本方法

（1）风扇磨煤机正直吹式制粉系统采用热风干燥时，可采用装设泄爆装置，设备和其他部件按抗减低后的最大爆炸压力设计的方法进行防爆设计。

（2）风扇磨煤机正压直吹式制粉系统采用高温（或中温）炉烟、热风（和/或冷风）或者高温炉烟、低温炉烟、热风（和/或冷风）干燥时，按惰性气氛设计。如果不能满足按惰性气氛设计的有关要求，应按（1）中的要求设计。

（三）系统防爆设计的范围

（1）制粉系统的防爆设计范围应始于给煤机入口上方0.61m处和与磨煤机连接的管道，终止于锅炉燃烧器。

（2）制粉系统的防爆设计应至少包括下列设备、管道及部件：

1）磨煤机上部的给煤机和落煤管道。

2）磨煤机本体和分离器内部承压部件。

3）分离器出口至燃烧器的送粉管道及附件。

4）风门、补偿器等管道附件。

（四）系统配置的基本要求

（1）原煤仓至给煤机的落煤管上应设置电动（或手动）煤闸门。

（2）给煤机至磨煤机的给煤管上应设置电动煤闸门。

（3）采用热风干燥时磨煤机进口热风管道上应设置隔离阀（隔离门）。在采用就地吸入冷风调温时，冷风调节阀（门）应装设在热风调节阀（门）和热风隔离阀（门）之间，否则应在热风调节阀和热风隔离阀之间加装通大气的冷风隔离阀（门）或引入压力冷风。

（4）采用炉烟干燥时磨煤机进口炉烟管道上应设置通大气的冷风隔离阀（门）。

（5）宜设置惰化系统作为启动、断煤、停运、着火时进行惰化，以减少爆炸危险。惰化系统宜由快速动作的阀门控制。惰性介质可采用微过热蒸汽，其压力、温度应符合磨煤机制造厂的要求。

（6）当一台磨煤机与数只燃烧器连接时，应设置煤粉分配装置以保证到各只燃烧器的粉量分配及粒度均匀。

（7）由于受风扇磨煤机提升压头的限制，应尽量减少送粉管道的阻力。风扇磨煤机宜布置于炉膛周围与燃烧器对应的位置。送粉管道不宜水平布置，以免管道内出现煤粉积聚。

（8）不按惰性气氛设计的系统，在粗粉分离器顶盖上或其出口管道上至少装设两个防爆门。其总有效泄压面积按磨煤机和粗粉分离器泄压比不小于0.02计算。采用膜板式、自动启闭式防爆门。防爆门的额定动作压力不大于10～25kPa，自动启闭式宜取下限。

（9）按惰性气氛设计的系统，不需要装设防爆门。如果磨煤机制造厂在分离器上装设防爆门也可保留。

（10）风扇磨煤机和分离器应设置灭火系统，采用参数匹配的消防蒸汽或消防水。灭火系统的设计应符合下列规定：

1）灭火系统的母管上应设置快速动作的阀门控制。

2）灭火介质宜为微过热蒸汽，蒸汽的温度和压力参数宜按照制造厂的要求和电厂辅助蒸汽的实际参数确定，也可采用消防水。当采用过热蒸汽时，应预先排出喷嘴前的疏水。

3）灭火介质应通入磨煤机和分离器灭火系统接入点。

（11）风扇磨煤机分离器出口的送粉管道不宜水平布置。除与设备及部件接口处可采用法兰连接外，煤粉管道宜采用焊接的连接方式。

（五）炉烟干燥系统惰化气氛（氧含量）的计算

应对以下运行工况分别进行计算：

（1）以锅炉最大连续蒸发量（BMCR）、设计运行磨煤机台数时，相应每台磨煤机的出力及通风量。

（2）以锅炉最大连续蒸发量（BMCR）时的设计运行磨煤机台数、锅炉70%负荷时，相应每台磨煤机的出力，磨煤机通风量应根据其特性曲线确定或者取对应于锅炉BMCR工况下通风量的108%。

（3）应以设计煤质及校核煤质分别进行以上计算。

（六）原煤仓

原煤仓的设计要求参见第九章第一节的相关内容。

（七）管道和风道设计

管道和风道的设计要求见第九章第一节的相关内容。

（八）防爆门设置要求

防爆门设置要求见第九章第一节的相关内容。

七、系统运行说明

（一）系统运行方式

1. 启动

（1）对风机、挡板、空气预热器及燃料制备输送等在整机启动前需要全部检查，设备应完好可靠。

（2）锅炉做好点火准备，汽轮发电机组做好启动准备，建立凝汽器真空，过热器和再热器等的疏水管阀门已开启。

（3）启动火焰监察器冷却风机，启动空气预热器，转动正常。

（4）启动一台引风机，然后启动一台（对应侧的）送风机。

（5）维持最低稳燃负荷的风量下吹扫炉膛至少5min。

（6）检查点火及助燃油系统应完好可靠无泄漏，再投入主燃料跳闸（即投入MFT功能），点燃点火器。

（7）调整用于点火空气的送风道风门，提供适当的点火风量。

（8）锅炉点火时制粉系统的启动应符合下列要求：

1）空气预热器出口风温达磨煤机干燥所需最低温度。

2）对流过热器后烟温达到锅炉厂给定值。

3）汽水分离器或汽包水位正常。

4）各节油点火装置及油枪燃烧良好。

（9）锅炉点火，当点火成功，且炉膛已充分预热，点火器火焰稳定，满足燃煤投入条件时，依次启动密封风机、给煤机及磨煤机。

（10）启动磨煤机前需开启磨煤机消防蒸汽阀门，磨煤机启动时检查回转方向。机组负荷出力达到设定值后，关闭磨煤机蒸汽消防电动门，微开蒸汽消防管路疏水门，蒸汽消防管路处于热备用状态。

（11）当磨煤机电流在最大值80s内不返回，则应停止磨煤机。电流返回后，检查磨煤机电流为空载电流；电流、功率不大幅度波动，如功率，电流显示异常，禁止开大出口调整挡板、入口热风调节挡板、冷炉烟调节挡板，分析原因处理，功率超过额定值，立即停止该磨煤机。

（12）启动给煤机，检查磨煤机进煤的水分和粒度。当进煤水分和粒度超过磨煤机正常运行所允许的数值时，应通知有关人员采取必要措施。

（13）为了防止煤粉爆炸，可先启动给煤机，然后启动磨煤机。

（14）开启相应磨煤机燃烧器的二次挡板门。

2. 正常运行

正常运行时，按锅炉及汽轮机的指令及系统中所有运行设备的要求，在机炉协调控制系统（CCS）的控制下。

（1）送风机动叶控制：取实测煤量信号与从锅炉控制系统来的信号中大者为控制值。

（2）引风机动叶控制：引风机动叶根据炉膛压力进行调节。

（3）磨煤机入口热风挡板控制：根据设定的磨煤机出口乏汽混合物温度值对磨煤机入口热风挡板进行调节。

（4）磨煤机入口冷风（冷烟）挡板控制：根据设定的磨煤机出口乏汽温度值对磨煤机入口冷风（冷烟）挡板进行调节。

（5）磨煤机入口冷烟挡板控制：根据设定的磨煤机出口含氧量对磨煤机入口冷烟挡板进行调节。

（6）根据磨煤机入口风量调节磨煤机出口调整隔断挡板、再循环电动挡板、上下部回粉挡板开度，控制磨煤机入口风量在限定值以上。

（7）根据磨煤机分离器出口温度、磨煤机的回粉量调节磨煤机再循环门开度，将磨煤机热风调节挡板、冷炉烟调节挡板投自动，控制其分离器出口温度在设定值范围内。

（8）炉膛出口氧量控制：氧量值由安装在炉膛出

口后的氧化锆氧量测量系统自动给出，由氧量设定值对风量信号自动进行校正。

（9）偏差极限控制：由运行人员投入，用来监视“风煤比”，当达到一定限制值时，发出信号，使给煤机转速下降，风量增加。

（10）二次风挡板、燃尽风挡板控制：根据风箱入口压力的变化调节风门挡板开度，二次风挡板的作用是分配燃烧器各层风箱之间的风量，不能用于调节炉膛总风量。它们的开度与给煤量有关，自动调节无须运行人员干预。

（11）锅炉负荷变化时，及时调整风量、煤量以保持汽温、汽压的稳定。增负荷时，先增加风量，后增加给煤量。减负荷时，先减给煤量，后减风量，其幅度不宜过大，尽量使同层煤粉量一致。负荷变化幅度大时，调给煤量不满足要求时，采用启、停磨煤机的办法。

（12）锅炉投粉后，若发现煤粉气流不着火，应立即停止投粉，加强通风5～10min，待提高炉膛温度后再投。如两次投粉不着火，应停止投粉，分析原因，严禁盲目试投。

（13）磨煤机入口温度一般控制在 500℃以内为宜。

（14）检查磨煤机轴承温度小于 70℃，振动不大于 0.05mm，轴承温升不高于 35℃，倾听轴承箱内无异声；磨煤机机壳与轴承连接处不向外漏热风、漏灰、漏粉；检查联轴器、轴及其他转动部分的安全罩完好。

（15）检查磨煤机电动机线圈温度小于 115℃，电动机线圈温升小于 80℃；轴承温度小于 70℃，轴承温升小于 35℃。

3. 不正常运行

（1）系统中当送风机、引风机、回转式空气预热器、除尘器发生故障时均属不正常运行。

（2）当送风机、引风机、回转式空气预热器、除尘器任何一种设备有一台停用时，机组负荷将按运行设备所可能达到的最大出力运行。一台风机失灵时，负荷将自动调整进行单风机运行。而其他设备失灵时将自动调整负荷。

（3）当一台引风机跳闸时，相对应的送风机也跳闸，正在运行的磨煤机仍继续运行，此时机组按运行的送风机及引风机的最大负荷运行，燃料量及一次风量则需减小到适应此时的负荷要求。上述功能是自动调切的。

4. 停炉

锅炉正常停炉按锅炉运行说明规定的程序进行。如果机组在全负荷自动控制状态下运行，要求减负荷至零，且锅炉完全冷却，则正常停炉程序如下：

（1）机组逐渐减负荷，与蒸汽流量减少的同时减少燃烧率。汽轮机调节阀门要分开，设法耗尽锅炉的热量。

（2）当负荷降低到 85%ECR 负荷时，先投运后墙中排燃烧器对应的油枪，待投运正常后再切停后墙中排燃烧器对应的给煤机和磨煤机。

（3）当负荷降低到 70%ECR 负荷时，投运前墙中排燃烧器对应的油枪，待投运正常后再切停前墙中排燃烧器对应的给煤机和磨煤机。

（4）当负荷降低到 50%ECR 负荷时，维持 10min 运行，此时有三台磨煤机投入运行，先后墙下排燃烧器对应的油枪投运，正常运行后再切停后墙下排燃烧器对应的给煤机和磨煤机。

（5）当负荷降低到 30%ECR 负荷时，维持 10min 运行，此时有两台磨煤机投入运行，先前墙下排燃烧器对应的油枪投运，正常运行后再切停前墙下排燃烧器对应的给煤机和磨煤机。

（6）投入全部吹灰器。

（7）当负荷降低到 20%BMCR 负荷时，维持 10min 运行，投入最后一层油枪且稳定带 20%BMCR 负荷运行后，可切停最后一排（后墙上排）燃烧器对应的给煤机和磨煤机，并开始锅炉降负荷直至停炉。

（8）与减燃料的同时减空气量直至最大风量的 30%，在燃烧全部停止和机组解列前，空气量不能低于 30%。

（9）磨煤机停止前，应先将自动改为手动。降低磨煤机温度，并随着温度的下降相应减少给煤量，然后停止给煤机（在运行规程中，应具体定出停止给煤机时温度的最高值）。设备需要检修时，应先关闭原煤仓闸板。在机组大修或长期停用时，还必须把原煤仓中的煤用完后再停止给煤机。

（10）最后一台磨煤机停止后，退出暖炉油枪。

（11）关闭给煤机出口电动挡板门，全关热风调节门，冷炉烟调节门，关闭，磨煤机出口挡板以及密封风门。

（12）熄火后以 30%风量吹扫，时间不少于 5min，之后减少风量至最小值，保持风机与空气预热器运行直至冷却到制造厂要求的温度。风机与空气预热器的停运要按照制造厂的要求进行。

（二）系统监视和控制

1. 磨煤机正常运行监视和控制

（1）正常运行中磨煤机噪声正常，内部无金属撞击声，叶轮与外壳无摩擦现象，各转动部件运转正常。

（2）检查磨煤机本体、大门接合处、各检修门，检查门、分离器、热风管道、冷热炉烟管道、炉烟管道、防爆门、煤粉管道无漏风、漏粉现象；漏风严重要停止制粉系统进行消缺。

（3）检查制粉系统漏风情况检查，加强制粉系统

堵漏工作，提高制粉系统运行的经济性；漏风严重要停止制粉系统进行消缺。

（4）检查磨煤机上下部回粉管壁温度正常，回粉管畅通，无堵塞现象。

（5）检查制粉系统不存在积煤、积粉、自燃及可能会引起自燃或爆炸的隐患。

（6）正常运行中检查磨煤机出口风压不低于设定值，加强对各粉管一次风速的监视（控制一次风速不小于 18m/s）、喷燃器出粉及燃烧情况的检查，防止制粉系统各粉管及喷燃器出现堵塞现象。

（7）正常运行中控制磨煤机入口风温不超过500℃，磨煤机出口风温保持在设定值，磨煤机出口风温变化范围设定值，如果磨煤机入口、出口温度超出上述范围应适当调节磨煤机入口热风及冷炉烟的配比，但要保证磨煤机入口含氧量不超过 12%。

（8）正常运行中控制磨煤机入口含氧量不超过12%，如果运行中磨煤机入口含氧量超过 12%，应适当增加冷炉烟的比例，减少热风的比例。

（9）磨煤机正常运行中检查磨煤机入口风量不小于设定值，当磨煤机出力较小时磨煤机入口风量有可能超过设定值时，在保证磨煤机出口风温不超过运行范围的前提下可以适当开大磨煤机再循环及回粉管电动调门的开度，控制磨煤机出口风量最大不超过 $230km^3/h$。

（10）要对制粉系统运行时间进行统计，以便更换和修理打击板、护甲、护板。在工作日志中还应对设备的启停、倒换或系统的缺陷进行仔细的记录和统计。

（11）确保磨煤机各监测仪表、保护、联锁及自动装置运行稳定，仪表显示准确。

（12）根据磨煤机及给煤机电流表以及分离器后的气粉混合物温度变化观察判断给煤量的均匀度。

（13）定期检查喷燃器的燃烧情况及结焦情况，发现有问题及时处理。

（14）检查磨煤机轴承箱油位在油位计 1/2 处，油位计清晰，油质良好，油位计无水滴、露珠；轴端、轴承箱结合面无漏油、渗油现象。

（15）检查磨煤机轴承供油量充足，回油管路畅通无阻，冷却水量、温度、压力（稍低于轴承进油口油压）正常，无漏泄现象。

（16）检查磨煤机轴承温度小于 70℃，振动不大于 0.05mm，轴承温升不大于 35℃，倾听轴承箱内无异声；磨煤机机壳与轴承连接处不向外漏热风、漏灰、漏粉；检查联轴器、轴及其他转动部分的安全罩完好。

（17）检查磨煤机电动机运行正常，无异声；电动机冷却风道畅通，入口滤网清洁，风扇运转正常，无刮壳现象；电流、功率应在允许范围内。

（18）检查磨煤机电动机线圈温度小于 115℃，电动机线圈温升小于 80℃；轴承温度小于 70℃，轴承温升小于 35℃。

2. 磨煤机润滑油站监视和控制

（1）润滑油站油位在油面镜“MIN”与“MAX”标记线中间位置，油面镜清晰，油质良好，无乳化、变质现象，油面镜上无水滴、露珠。

（2）润滑油箱中的油温应在 45～60℃范围内，冷油器后的油温应在 35～50℃范围内，润滑油压不低于 0.6MPa；润滑油泵供油流量大于设定值，润滑油系统无泄漏。

（3）润滑油泵及电动机运转正常，无异声。

（4）检查滤油器压差增至设定值，及时切换过滤器，联系检修清洗堵塞滤油器。

（5）检查油站冷却器冷却水管畅通，冷却水量、压力、温度正常，无漏泄现象。

（6）正常运行时，一台油泵运行，另一台投入联动备用，当润滑油压力低于下限设定值时，备用油泵自动投入工作。

3. 给煤机正常检查项目

（1）集控室信号显示电流正常，无大幅度摆动，无报警信号。

（2）检查给煤机就地控制盘各信号、仪表显示正确，称重指示正常，煤量累计显示正常。

（3）检查给煤机出入口电动插板控制盘状态指示灯显示正确。

（4）检查给煤机运行情况，保持连续均匀地给煤量，如有堵塞应及时清理。

（5）检查刮板完好，无缺失、无偏斜，无异声，无卡涩，运转正常；刮板应与链条运行方向垂直。

（6）检查给煤机刮板链条紧力适中，链条与给煤机驱动轮、从动轮啮合正常，脱链迅速，无黏连；清扫链无刮侧箱壁；如链条过松，应通知检修处理。

（7）检查给煤机检查孔、检修门等各部密封良好，无漏风、漏粉现象。

（8）确认各转动部件转向正确，转动灵活、无卡涩。

（9）检查给煤机内部照明良好，观察窗内外壁清洁，如发现有积灰积粉及时予以消除。

（10）检查给煤机各轴承运转平稳，无异声，轴端无漏油、渗油现象；轴承温度不大于 80℃，温升不大于 45℃（环境温度 35℃）；轴端密封良好。

（11）检查减速箱油位大于 1/2 减速箱体积，油质良好，减速箱内部无异声，减速箱温度不大于 60℃，减速箱结合面、轴端无漏油渗油。

（12）检查给煤机箱体上温度计，显示正常。

第二节　常见系统设计方案

一、风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统

（一）系统描述

当选用风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统时，采用热风、冷风和热烟作为干燥剂。

风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统流程：输煤皮带落下的原煤储存在原煤仓中，原煤仓中原煤通过给煤机进入下降干燥管，经过与送风机出口的冷风、空气预热器出口的热风和炉膛抽烟口抽出的高温炉烟混合干燥，进入风扇磨煤机，磨制出的合格煤粉进入炉膛。风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统流程如图 11-1 所示。

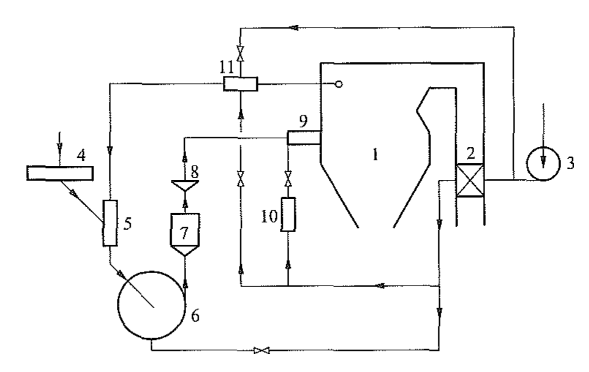


图 11-1　风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统流程图

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—下降干燥管；6—磨煤机；7—粗粉分离器；8—煤粉分配器；9—喷燃器；10—二次风箱；11—混合室

1. 原煤系统

原煤先由输煤皮带送入原煤仓，从原煤仓出口通过给煤机进入原煤管道，之后接入干燥段管道。

（1）除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大蒸发量时 6h 以上的耗煤量。原煤仓中煤块要符合风扇磨煤机要求，除保证无铁块、木块外，还应保证粒度为 0～50mm 的要求。原煤仓出口宜设置防堵装置。

（2）给煤机形式应采用可计量的调速给煤机，可采用刮板给煤机或皮带给煤机。

（3）原煤管道可从给煤机出口干燥段的轴线重合向下接入；也可在干燥段侧面接人原煤管道，在接口处的原煤管段可放缓到与水平面的倾斜角成 60℃，但此段管道内侧、靠近干燥段处的长度不宜大于 200～300mm，以防在该处堵煤。

2. 制粉及送粉系统

原煤由给煤机输入磨煤机中碾磨、干燥。磨制后的煤粉由干燥剂带入分离器，不合格的粗粉返回磨煤机内重新碾磨，合格的煤粉随干燥剂通过分离器出口经煤粉分配器的煤粉管道，向与磨煤机对应布置在锅炉同一角分的煤粉燃烧器输送浓度均匀的煤粉。

（1）燃用设计煤质时，宜考虑一台磨煤机作为运行备用，一台作为检修备用，运行的磨煤机总出力可满足锅炉最大连续出力时的需要；燃用校核煤质时，全部磨煤机按磨损中后期的总出力不应小于锅炉额定蒸发量的燃煤消耗量。

（2）送粉管道的布置形式宜采用塔式结构。每台风扇磨煤机出口的送粉管道数量应与锅炉煤粉燃烧器数量一致。煤粉管道的流速为 22～28m/s，在低负荷时，管内流速宜不低于 18m/s。

3. 送风系统

从大气吸入的冷风，经过送风机升压后进入空气预热器加热，空气预热器出来的热风分两路到锅炉两侧的母管，并在炉前和炉后设置联络风管，然后从母管的分支管接入炉本体风箱由风箱分配到二次风口进入炉膛内。在每台风机风门、联络管之前引出一路冷风作为干燥剂，用于调整磨煤机入口温度。磨煤机密封风由空气预热器出口热风道的支路提供。

4. 干燥剂系统

为满足原煤在磨煤机中碾磨和输送煤粉的要求，并应有足够的干燥能力和可能的防爆性能，有适应煤质变化的能力，在热风道上引出支管，作为干燥剂，保证煤粉的一次燃烧。

（1）高温炉烟从炉膛出口引出至磨煤机入口，每台磨煤机对应一个抽高温炉烟口。从空气预热器出口热风主管道的支路热风及送风机出口来的冷风预先混合后，再接至高温炉烟抽口处与高温炉烟混合。当磨煤机出口温度超过 500℃时，且出口温度变化大时，调节冷风门；需要微调时，调节热风门。

（2）磨煤机进口的炉烟管道上应设置通大气的冷风隔离门。当某台磨煤机停运时，打开磨煤机入口高温炉烟管道上的电动冷风门迅速降低磨煤机内温度，以便缩短磨煤机检修时间。

（二）典型的系统流程图

典型 300MW 机组的风扇磨煤机二介质制粉系统及送粉系统流程如图 11-2 所示。

1. 原煤系统

（1）每台炉设置 6 只钢制原煤仓，原煤仓内衬不锈钢，并设置煤仓防堵装置防止堵煤。当燃用设计煤质时，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大蒸发量时 6h 以上的耗煤量，原煤粒度为 0～50mm。

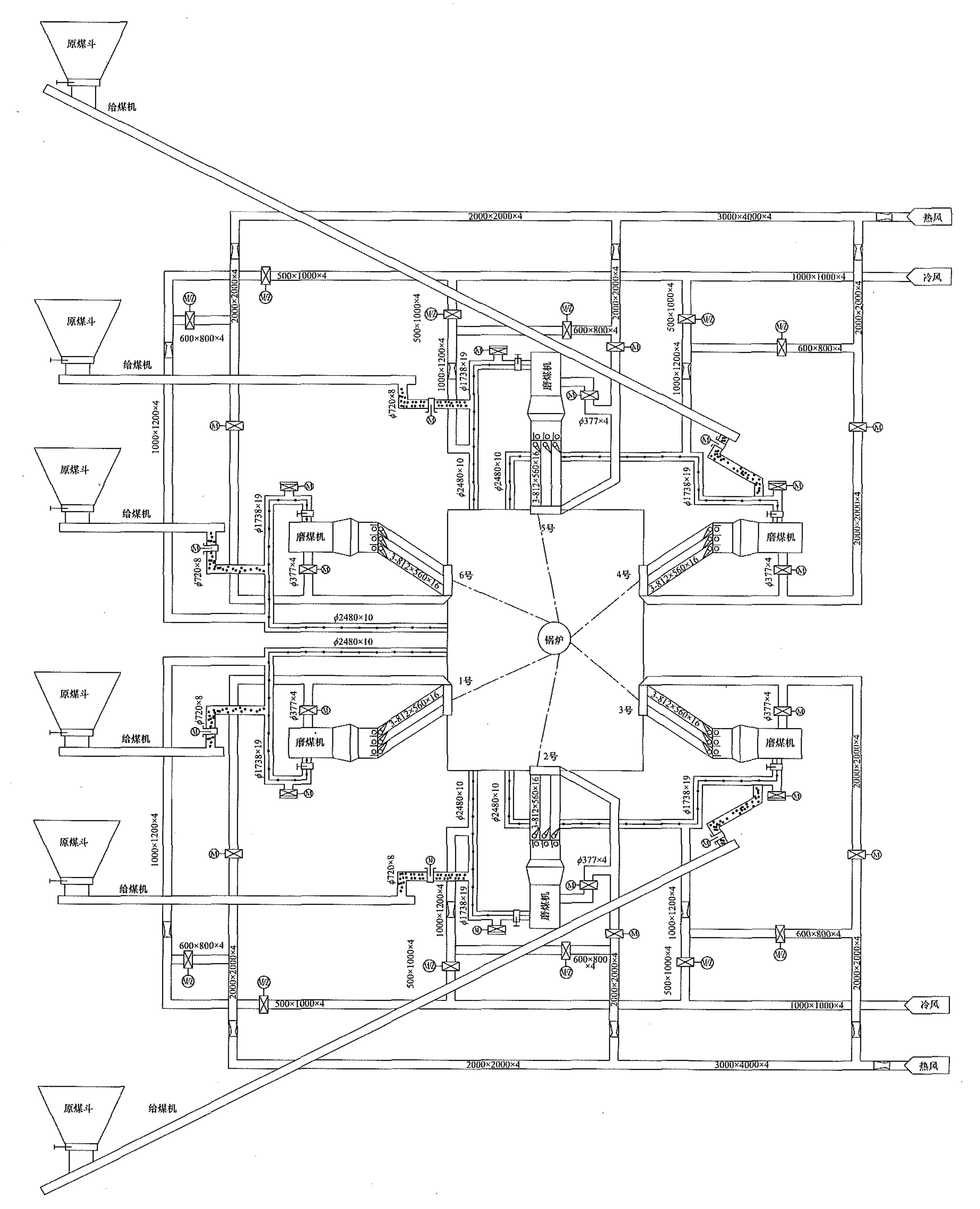


图 11-2 典型 300MW 机组风扇磨煤机二介质制粉系统及送粉系统流程图

（2）正常运行的给煤机全部出力应满足锅炉在 BMCR 下的出力要求，每台给煤机裕量不少于每台磨煤机最大计算出力的 10%，在进口和出口均设置断煤监控装置。

（3）给煤机出口装有手动煤闸门，当给煤机及对应的磨煤机检修或某台给煤机及磨煤机作为备用时，关掉手动煤闸门，防止运行中的高温炉烟漏入给煤机。

2. 制粉系统

（1）每台炉配置 6 台风扇式磨煤机。燃用设计煤质时，4 台磨煤机即可满足锅炉最大连续出力时燃煤耗量

的 110%，1 台磨煤机作为运行备用，1 台磨煤机作为检修备用。燃用校核煤质时，6 台磨煤机按磨损中后期的总出力可满足锅炉最大连续出力时的燃煤量。

（2）每台磨煤机连接一角燃烧器，每角三层三只，锅炉为六角布置喷燃器，共 18 只。每台磨煤机出口合格的煤粉随干燥剂通过分离器出口经煤粉分配器分成三根煤粉管道，向与磨煤机对应布置在锅炉同一角分三层的煤粉燃烧器输送浓度均匀的煤粉。

（3）原煤从给煤机出口落煤管，经过高温炉烟管干燥段落入磨煤机。在高温炉烟管道下部装有电动冷风关断门。当磨煤机需要检修时，停磨打开此风门，迅速冷却磨煤机。在磨煤机启动前，关闭此风门。此风门运行时不做调节作用。

（4）为保护制粉系统安全经济运行，在磨煤机额定出力时，风煤比应控制在要求范围之内。煤粉管道的流速为 22～26m/s，低负荷时，管内流速最低不低于 18m/s。

3. 干燥剂系统

（1）干燥剂系统为二介质时，混合空气预热器出口的支路热风及送风机出口来的冷风后，再接至高温炉烟抽烟口处与高温炉烟混合。当磨煤机出口温度变化大时，调节冷风门。需要微调时，调节热风门。

（2）当某台磨煤机停运时，打开磨煤机入口高温炉烟管道上的电动冷风门。迅速降低磨煤机内温度，以便缩短磨煤机检修时间。

（3）自空气预热器出口热风引出与磨煤机数量对应的密封风管道，分别供给每台磨煤机。

二、风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统

（一）系统描述

当选用风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统时，采用冷炉烟、热风和热烟作为干燥剂。

三介质风扇磨制粉系统流程：输煤皮带落下的原煤储存在原煤仓中，原煤仓中原煤通过给煤机进入下降干燥管，经过空气预热器出口的热风、冷烟风机出口低温烟气和炉膛抽烟口抽出的高温炉烟混合干燥，进入风扇磨煤机，磨制出的合格煤粉进入炉膛。风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统流程如图 11-3 所示。

1. 原煤系统

原煤先由输煤皮带送入原煤仓，从原煤仓出口通过给煤机进入原煤管道，之后接入干燥段管道。

（1）当燃用褐煤时，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大蒸发量时 6h 以上的耗煤量。原煤仓中煤块要符合风扇磨煤机要求，除保证无铁块、木块外，还应保证粒度为 0～50mm 的要求。原煤仓出口宜设置防堵装置。

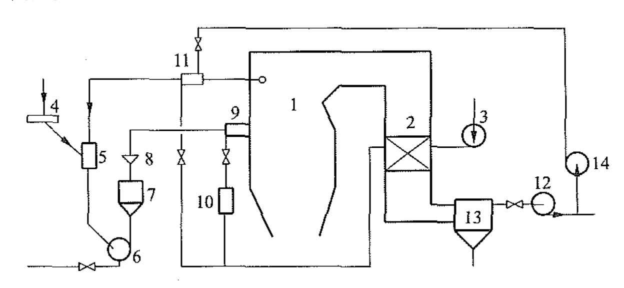


图 11-3　风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统流程图

1—锅炉；2—空气预热器；3—送风机；4—给煤机；5—下降干燥管；6—磨煤机；7—粗粉分离器；8—煤粉分配器；9—喷燃器；10—二次风箱；11—混合室；12—吸风机；13—除尘器；14—冷烟风机

（2）给煤机形式应采用可计量的调速给煤机，可采用刮板给煤机或皮带给煤机。

（3）原煤管道可从给煤机出口干燥段的轴线重合向下接入；也可干燥段侧面接人原煤管道，在接口处的原煤管段可放缓到与水平面的倾斜角成 60℃，但此段管道内侧、靠近干燥段处的长度不宜大于 200～300mm，以防在该处堵煤。

2. 制粉及送粉系统

原煤由给煤机输入磨煤机中碾磨、干燥。磨制后的煤粉由干燥剂带入分离器，不合格的粗粉返回磨煤机内重新碾磨，合格的煤粉随干燥剂通过分离器出口经煤粉分配器的煤粉管道，向与磨煤机对应布置在锅炉同一角分的煤粉燃烧器输送浓度均匀的煤粉。

（1）燃用设计煤质时，宜考虑一台磨煤机作为运行备用，一台作为检修备用，运行的磨煤机总出力可满足锅炉最大连续出力时的需要；燃用校核煤质时，全部磨煤机按磨损中后期的总出力不应小于锅炉额定蒸发量的燃煤消耗量。

（2）送粉管道的布置形式宜采用塔式结构。每台风扇磨煤机出口的送粉管道数量应与锅炉煤粉燃烧器数量一致。煤粉管道的流速为 22～28m/s，在低负荷时，管内流速宜不低于 18m/s。

3. 送风系统

从大气吸入的冷风，经过送风机升压后进入空气预热器加热，空气预热器出来的热风分两路到锅炉两侧的母管，并在炉前和炉后设置联络风管，然后从母管的分支管接入炉本体风箱由风箱分配到二次风口进入炉膛内。为平衡送风机出口压力，送风机出口的冷风道上设置联络风道。磨煤机密封风由空气预热器出口热风道的支路提供。

4. 干燥剂系统

为满足原煤在磨煤机中碾磨和输送煤粉的要求，

并应有足够的干燥能力和可能的防爆性能，有适应煤质变化的能力，在热风道上引出支管，作为干燥剂的热风，保证煤粉的一次燃烧。同时在引风机出口挡板门后引出一路冷炉烟管道，作为磨煤机入口温度调节和磨煤机出口氧量调节的方式。

高温炉烟从炉膛出口引出至磨煤机入口，每台磨煤机对应一个抽高温炉烟口。从空气预热器出口的热风支路及冷烟风机出口来的低温炉烟预先混合后，再接至高温炉烟抽口处与高温炉烟混合。当磨煤机出口温度超过 500℃时，且出口温度变化大时，调节冷烟调节门；需要微调时，调节热风门。

（二）典型的系统流程图

典型 350MW 机组的风扇磨煤机三介质制粉系统及送粉系统流程如图 11-4 所示。

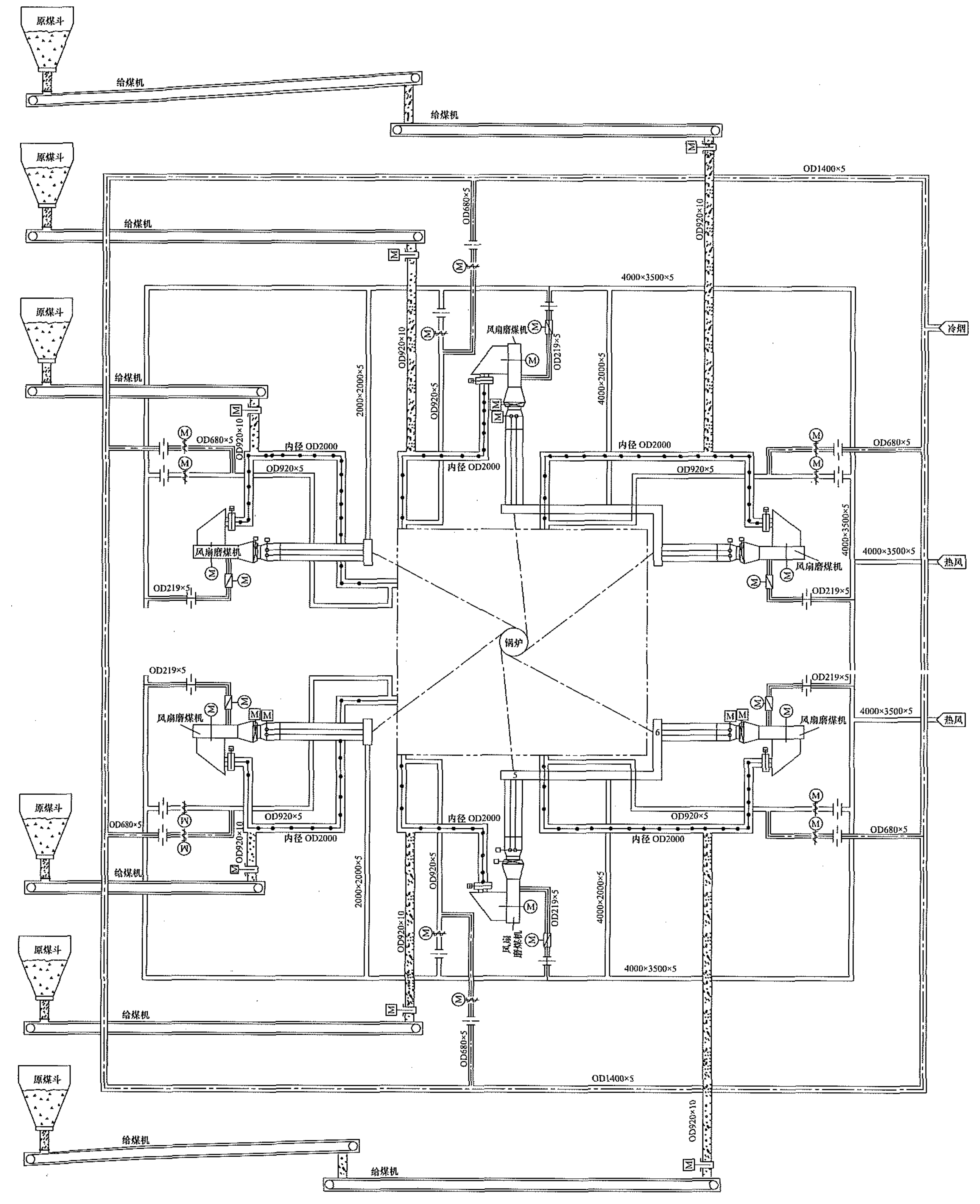


图 11-4 典型 350MW 机组风扇磨煤机三介质制粉系统及送粉系统流程图

典型 660MW 机组的风扇磨煤机三介质制粉系统及送粉系统流程如图 11-5 所示。

图 11-5　典型 660MW 机组风扇磨煤机三介质制粉系统及送粉系统流程图

1. 原煤系统

（1）350MW 机组原煤系统。

1）每台炉设置 6 只钢制原煤仓，原煤仓内衬不锈钢，并设置煤仓防堵装置防止堵煤。当燃用设计煤质时，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大蒸发量时 6h 以上的耗煤量。原煤粒度为 0～50mm。

2）正常运行的给煤机全部出力应满足锅炉在 BMCR 下的出力要求，每台给煤机裕量不少于每台磨煤机最大计算出力的 10%，在进口和出口均设置断煤

监控装置。

3）给煤机出口装有手动煤闸门，当给煤机及对应的磨煤机检修或某台给煤机及磨煤机作为备用时，关掉手动煤闸门，防止运行中的高温炉烟漏入给煤机。

（2）660MW 机组原煤系统。

1）每台炉设置 8 只钢制原煤仓，原煤仓内衬不锈钢，并设置煤仓疏通装置防止堵煤。当燃用设计煤质时，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大蒸发量时 6h 以上的耗煤量。原煤粒度为 0～50mm。

2）正常运行的给煤机全部出力应满足锅炉在 BMCR 下的出力要求，每台给煤机裕量不少于每台磨煤机最大计算出力的 10%，在进口和出口均设置断煤监控装置。

3）给煤机出口装有手动煤闸门，当给煤机及对应的磨煤机检修或某台给煤机及磨煤机作为备用时，关掉手动煤闸门，防止运行中的高温炉烟漏入给煤机。

2. 制粉系统

（1）每台炉配置 6（8）台风扇式磨煤机。燃用设计煤质时，4（6）台磨煤机即可满足锅炉最大连续出力时的需要，并考虑备用系数，2 台磨煤机分别作为运行备用和检修备用。风扇磨煤机的出力的备用裕量为：在磨制设计煤种时，除备用外的磨煤机总出力不小于锅炉最大连续蒸发量时燃煤消耗量的 110%，磨制设计煤种时，全部磨煤机按磨损中后期的总出力可满足锅炉最大连续出力时的燃煤量。

（2）每台磨煤机连接一角燃烧器，每角六层六只，锅炉为 6（8）角布置喷燃器。每台磨煤机出口合格的煤粉随干燥剂通过分离器出口经煤粉分配器分成六根煤粉管道，向与磨煤机对应布置在锅炉同一角分六层的煤粉燃烧器输送浓度均匀的煤粉。

（3）为保护制粉系统安全经济运行，在磨煤机额定出力时，风煤比应控制在要求范围之内。煤粉管道的流速为 22～26m/s，低负荷时，管内流速最低不低于 18m/s。

3. 干燥剂系统

（1）当风扇磨煤机直吹式制粉系统的干燥剂系统选为：高温炉烟、热风和冷烟时，从空气预热器出口的支路热风及炉后冷烟风机出口来的冷炉烟，两者先混合后，再接至高温炉烟抽口处与高温炉烟混合。在确保制粉系统的安全运行的情况下，即不同煤质下，磨煤机出口混合气体中的含氧量满足安全运行要求。当磨煤机出口温度变化大时，调节冷炉烟量。需要微调时，调节热风量。

（2）自空气预热器出口热风引出与磨煤机数量对应的密封风管道，分别供给每台磨煤机。

第三节 风扇磨煤机联锁条件

一、制粉系统正常运行工况

（1）在磨煤机正常运行时，主要存在如下联锁：

1）给煤机跳闸后，延时 3min，停止磨煤机。

2）磨煤机的润滑油工作油泵跳闸或润滑油压低至规定值时，应联锁投入备用润滑油泵。

3）润滑油箱的油位满足条件的前提下，油温与电加热器之间的联锁。

4）磨煤机正常停运或故障跳闸后，延时 2min，联锁停磨煤机润滑油泵。

5）磨煤机出口温度大于设定值时，联锁开磨煤机消防用蒸汽电动门 3s 后关闭。

6）磨煤机入口温度大于设定值时，联锁开磨煤机消防用蒸汽电动门 3s 后关闭。

（2）当磨煤机正常运行时，应设置下列联锁条件，使磨煤机紧急跳闸，以保证设备和系统的安全运行。

1）锅炉 MFT 动作。

2）快速减负荷 RB 来的跳闸指令。

3）磨煤机润滑油压力低低且延时 2s 后动作或两台磨煤机润滑油泵全停。

4）给煤机已运行时，磨煤机电气故障。

5）失去煤火焰。

6）磨煤机运行时有任一出口门未开。

7）磨煤机出口风粉混合温度大于限定值。

8）磨煤机入口温度大于限定值。

9）磨煤机任意振动信号大于限定值。

10）磨煤机轴承箱油位低于超限值。

11）磨煤机轴承或绕组温度高于超限值。

12）给煤机断煤且磨煤机出口温度大于设定值。

磨煤机紧急跳闸后，应联锁跳闸给煤机、关闭磨煤机出入口插板门、磨煤机入口热风挡板和调节门，磨煤机入口冷炉烟挡板及调节门以及磨煤机出口门、磨煤机再循环挡板。并应开启相应的蒸汽（其他灭火/惰性介质）阀门，充入防爆蒸汽 10min 且磨煤机出口风粉混合温度小于设定值后关闭磨煤机消防用蒸汽电动门。

二、制粉系统启动工况

在无 MFT 跳闸条件、无磨煤机跳闸条件、存在煤点火条件、送风机已运行、冷炉烟风机正常、密封风压正常和磨煤机热风及冷炉烟门均已关闭、润滑油泵启动条件满足的情况下，可以启动磨煤机。其主要的顺序控制步骤如下：

（1）打开磨煤机密封风门。

（2）打开磨煤机消防用蒸汽电动门。

（3）启动磨煤机润滑油站油泵。

（4）打开磨煤机出口门。

（5）打开给煤机密封风门。

（6）启动磨煤机，自动控制回路调整热风和冷炉烟调节门，保证入口温度小于设定值，暖炉1min。

（7）磨煤机出口温度达到定值后，消防用蒸汽电动门关闭。

（8）打开给煤机出口挡板。

（9）启动给煤机。

（10）打开给煤机入口挡板。

三、制粉系统停运工况

（1）要求自动调节系统将磨煤机出口风粉混合温度控制调至停机控制位置。

（2）磨煤机出口风粉混合温度小于限定值时，关给煤机入口电动插板门。

（3）要求自动调节系统将给煤机转速降为最低。

（4）停止给煤机。

（5）关闭给煤机出口电动插板门。

（6）停止磨煤机。

（7）关闭磨煤机出口门。

（8）关闭磨煤机热风门调节门。

（9）关闭磨煤机冷炉烟调节门。

（10）关闭给煤机密封风门。

（11）关闭磨煤机密封风门。

第四节 设 计 计 算

风扇磨煤机直吹式制粉系统及送粉系统的设计计算包括原煤仓的设计计算、制粉系统热力计算和设备选型计算。其中，制粉系统设备选型计算参见本章第五节的相关内容，空气动力计算参见本手册第二十二章的相关内容。

一、原煤仓

1. 原煤仓容量及设计要求

原煤仓容量应符合如下要求：

对于燃用褐煤的煤粉锅炉，除备用磨煤机所对应的原煤仓外，其余原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量时 6h 以上的耗煤量设计。

2. 原煤仓的容量计算

原煤仓的容量计算参见第九章第四节的相关内容计算。

3. 常见原煤仓外形

常见原煤仓外形参见第九章第四节中的相关内容。

二、风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统热力计算

（一）计算任务

1. 热力计算任务

（1）确定磨煤机所需的干燥剂量、干燥剂初温。

（2）确定制粉系统终端干燥剂总量。

（3）计算求得热风份额和高温炉烟份额。

（4）应满足使燃料达到所需干燥程度的条件。

（5）制粉系统的终端温度不应高于磨煤机轴承允许的温度和防爆要求的温度。

（6）干燥剂中的空气量应在推荐的锅炉一次风量的允许范围内。

（7）系统的通风量应使设备各部件中的流速在推荐值范围内。

（8）制粉系统热力计算应遵循系统带入热量与带出热量相等的热平衡原则。

（9）计算终端干燥剂中氧的容积份额，并使之符合惰化气氛的规定。

（二）计算的范围

（1）起点：燃料计算的起点为原煤落入口；干燥剂计算的起点为引干燥剂入磨煤机的导管断面。

（2）终点：磨煤机出口断面。

（三）始端干燥剂

风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统的始端干燥剂量 g_1（kg/kg）按式（11-1）计算。

$$g_1=\frac{\rho_{ag}^{\theta}}{1+K_{le}}\left(\frac{Q_V}{1000B_M}\times\frac{273}{273+t_2}\times\frac{p_a}{101.3}-\frac{\Delta M}{0.804}-\frac{3.6Q_S}{1.285B_M}\right) \tag{11-1}$$

$$\Delta M=\frac{M_{ar}-M_{pc}}{100-M_{pc}} \tag{11-2}$$

$$B_M=\frac{B}{Z_M} \tag{11-3}$$

式中 g_1——始端干燥剂质量，kg/kg；

ρ_{ag}^{θ}——干燥剂在标准状态下的密度，kg/m³；

K_{le}——采用内外保温结构形式，选取 0.3，选取膜式水冷壁结构形式，选取 0.25；

Q_V——在出口温度 t_2 下，风扇磨煤机出口含粉气流通风量，m³/h；

t_2——干燥剂终端温度，℃；

p_a——当地大气压，Pa；

ΔM——每千克原煤被干燥所蒸发的水量，kg/kg；

M_{ar}——原煤收到基水分，%；

M_{pc}——煤粉水分，%；

Q_S——密封风量，如无数据，可按通风量 Q_V 的

2%选取，kg/s；

B_M ——单台磨煤机计算出力，t/h；

B ——锅炉在 BMCR 工况下，燃用设计煤质时的燃煤量，t/h；

Z_M ——锅炉在 BMCR 工况下，燃用设计煤质时的磨煤机运行台数。

（四）终端干燥剂

风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统的终端干燥剂量 g_2（kg/kg）和终端干燥剂在标准状态下的体积 V_2^θ（m³/kg）按式（11-4）和式（11-5）计算。

$$g_2=(r_{hg}+r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1+\Delta M+\frac{3.6Q_S}{B_M} \quad (11\text{-}4)$$

$$V_2^\theta=\left(\frac{r_{hg}}{\rho_{hg}^\theta}+\frac{r_{ha}+r_{la}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804}+\frac{3.6Q_S}{1.285B_M} \quad (11\text{-}5)$$

式中　g_2 ——终端干燥剂质量，kg/kg 煤；

V_2^θ ——在标准状态下终端干燥剂的体积，m³/kg 煤；

r_{hg} ——热炉烟占始端干燥剂的质量份额，%；

r_{ha} ——热风占始端干燥剂的质量份额，%；

r_{la} ——冷风占始端干燥剂的质量份额，%；

ρ_{hg}^θ ——热炉烟在标准状态下的密度，kg/m³。

（五）热平衡

通过制粉系统热平衡计算，可以求出组成干燥剂的各种气体份额及干燥剂的初温度 t_1。制粉系统热平衡是认为在制粉系统起始断面输入的总热量与终端断面带出和消耗之总热量相等。计算式见表 11-2。

（1）热平衡方程见式（11-6）～式（11-18）：

表 11-2　　热平衡方程计算公式表

计算项目	计算公式
总的热平衡	$q_{in}=q_{out}$ $q_{ag1}+q_{le}+q_s+q_{mac}+q_{rc}=q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5$　(11-6)
制粉系统干燥磨制 1kg 煤输入总的热量 q_{in}（kJ/kg）	$q_{in}=q_{ag1}+q_{le}+q_s+q_{mac}$　(11-7)
干燥剂的物理热 q_{ag1}(kJ/kg)	$q_{ag1}=c_{ag1}t_1g_1$　(11-8)
磨煤机工作时产生的热 q_{mac}（kJ/kg）	$q_{mac}=K_{mac}e$　(11-9)
密封（轴封）风物理热 q_S（kJ/kg）	$q_s=\frac{3.6Q_S}{B_M}c_st_s$　(11-10)
漏入冷风物理热（kJ/kg）	$q_{le}=K_{le}\ c_{le}t_{le}g_1$　(11-11)
带出和消耗的热量 q_{out}（kJ/kg）	$q_{out}=q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5$　(11-12)
蒸发原煤中水分消耗并带出热量 q_{ev}（kJ/kg）	$q_{ev}=\Delta M(2500+c_{H_2O}\ t_2-4.187t_{rc})$　(11-13)
乏气干燥剂带出热量 q_{ag2}（kJ/kg）	$q_{ag2}=c_{ag2}t_2g_2$　(11-14)
加热燃料消耗的热量 q_f（kJ/kg）	$q_f=\frac{100-M_{ar}}{100}\left(c_{dc}+\frac{4.187M_{pc}}{100-M_{pc}}\right)(t_2-t_{rc})+q_{unf}$　(11-15)
原煤解冻热量 q_{unf}（kJ/kg）	$q_{unf}=\left(M_{ar}-M_{ad}\frac{100-M_{ar}}{100-M_{ad}}\right)(I_d-c_it_{a,min})$　(11-16)
设备散热损失 q_5（kJ/kg）	$q_5=0.02q_{in}$　(11-17)
干燥剂初温 $t_{1,1}$（℃）	$t_{1,1}=\frac{q_{ev}+q_{ag2}+q_f+q_5-q_{le}-q_s-q_{mac}}{c_{ag1}g_1}$　(11-18)

注　$t_{1,1}$ 为始端干燥剂计算初温，℃；c_{ag1}、c_{ag2} 为在 t_1、t_2 温度下各成分干燥剂加权平均质量比热，kJ/（kg•℃）；K_{mac} 为机械热转化系数，风扇磨煤机选取 0.8；e 为单位磨煤电耗，褐煤风扇磨制粉系统选取 42kJ/kg，kJ/kg；Q_S 为密封风质量流量，各种磨煤机的密封风质量流量见相应的性能系列表，系列表中如无密封风质量流量数据，可按磨煤机入口风量的 2%选取，kg/s；t_s 为密封风温度（环境温度），℃；t_{le} 为漏入冷风的温度，℃，环境温度，一般可取为 20～30℃；c_{le} 为 t_{le} 温度条件下湿空气比热容，kJ/（kg•℃）；c_s 为在 t_s 温度下密封风比热容，kJ/（kg•℃）；t_{rc} 为进入系统原煤温度，对 $M_t\geqslant\frac{Q_{net}}{0.65}$ 的高水分燃料 t_{rc}=20℃，对其余燃料 t_{rc}=0℃，℃；Q_{net} 为燃煤低位发热量，MJ/kg；c_{H_2O} 为水蒸气在 t_2 温度下平均比定压热容，按式（11-19）计算，kJ/(kg・℃)；c_{dc} 为干燥煤的比热容，$c_{dc}=0.0031t+0.9332$，kJ/（kg・℃)；q_{unf} 为原煤解冻用热量，对于最低日平均温度在 0℃以下又无解冻库时做此计算，其他可取为 0，kJ/kg；$t_{a,min}$ 为最低日平均温度（为负值），℃；c_i 为冰的比热容，可取 c_i=2.102kJ/(kg・℃)；I_d 为冰的熔解热，可取 I_d=333.6kJ/kg。

（2）热平衡计算中空气的部分基本参数计算方法见表 11-3。计算公式见式（11-19）～式（11-23）计算。

表 11-3　热平衡空气参数计算公式表

计算项目	计算公式
水蒸气在 t 温度下平均比定压热容 [kJ/（kg·℃）]	$c_{H_2O}=\frac{3t^4}{10^{14}}-\frac{2t^3}{10^{10}}+\frac{3t^2}{10^7}+0.0001t+1.8576$　（11-19）
水蒸气分压力 p_v（MPa）	$p_v=\varphi p_s$　（11-20）
干空气中含湿量 d [g/kg（干空气）]	$d=0.622\frac{p_v}{p_a-p_v}$　（11-21）
干空气在 t 温度下平均比定压热容 [kJ/（kg·℃）]	$c_{da}=\frac{4t^4}{10^{14}}-\frac{2t^3}{10^{10}}+\frac{2t^2}{10^7}+0.00006t+1.0048$　（11-22）
湿空气在 t 温度下平均比定压热容 [（kJ/kg·℃）]	$c_a=(c_{da}+d\times c_{H_2O}/1000)\times(1+d\times1000)$　（11-23）

注　p_a 为当地年平均气压，MPa；t 为当地年平均温度，℃；p_s 为当地年平均温度对应的饱和水蒸气压力，MPa；φ 为当地年平均相对湿度，%；d=10g/kg（干空气）时，标准状态下湿空气密度 ρ=1.285kg/m³。

（六）干燥剂份额

干燥剂以热炉烟和热风为主、以冷风调节的二介质系统时，热炉烟、热风、冷风的质量份额 r_{hg}、r_{ha}、r_{la} 按式（11-24）～式（11-27）计算。

$$r_{ha}=\frac{1.306r_{pri,h}\alpha V_0 B\left(1-\frac{q_4}{100}\right)}{100g_1Z_M B_M}-K_{le}-\frac{3.6Q_S}{B_M} \tag{11-24}$$

$$r_{hg}=1-r_{ha}-r_{la} \tag{11-25}$$

$$c_{ag1}t_{1,2}=c_{ha}r_{ha}t_{ha}+c_{la}r_{la}t_{la}+c_{hg}r_{hg}t_{hg} \tag{11-26}$$

$$c_{ag1}=c_{ha}r_{ha}+c_{la}r_{la}+c_{hg}r_{hg} \tag{11-27}$$

式中　$r_{pri,h}$——一次风中热风占进炉膛总风的百分数，一般取 $r_{pri,h}$=5%～10%，%；

V_0——标准状态下 1kg 煤完全燃烧所需的理论湿空气量，m³/kg；

$t_{1,2}$——始端干燥剂校核初温，℃；

t_{ha}、t_{hg}、t_{la}——热风、热烟和冷风温度，℃；

c_{ha}、c_{hg}、c_{la}——热风、高温炉烟和冷风的比热容，kJ/（kg·℃）；

α——过量空气系数；

q_4——机械未完全燃烧热损失，%。

计算步骤：先假定 r_{hg}，通过式（11-24）计算 r_{ha}，通过式（11-25）计算 r_{la}，再通过式（11-27）计算 c_{ag1}。通过热平衡式（11-18）求得 $t_{1,1}$，最后根据式（11-26）求得 $t_{1,2}$，要求 $t_{1,1}$ 和 $t_{1,2}$ 误差不大于±2%，否则重新假定 r_{hg}。

（七）终端含氧量

1kg 原煤终端干燥剂在标准状态下含氧量见式（11-28）～式（11-30）计算。

$$V^{\theta}_{da,O_2}=(r_{ha}+r_{la}+K_{le})g_1\frac{0.21}{1.306} \tag{11-28}$$

$$V^{\theta}_{hg,O_2}=0.21(\alpha_{hg}-1)V^0\frac{g_1r_{hg}}{m_{hg}} \tag{11-29}$$

$$V^{\theta}_{ag2,O_2}=\frac{V^{\theta}_{da,O_2}+V^{\theta}_{hg,O_2}}{\left(\frac{r_{hg}}{\rho^{\theta}_{hg}}+\frac{r_{ha}+r_{la}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804}} \tag{11-30}$$

式中　V^{θ}_{da,O_2}——干燥剂中热风和冷风的含氧容积，m³/kg；

V^{θ}_{hg,O_2}——干燥剂中热烟的含氧容积，m³/kg；

V^{θ}_{ag2,O_2}——终端干燥剂中的含氧容积，m³/kg；

α_{hg}——热炉烟抽出点的过量空气系数；

m_{hg}——1kg 热烟的质量，kg/kg。

（八）算例

例：某 600MW 机组，机组的 BMCR 燃煤量为 486.14t/h，70%BMCR 负荷的燃煤量为 338.931t/h。制粉系统选用风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统，采用 8 台风扇磨煤机，其中 6 台运行，2 台备用。试计算磨煤机热平衡、终端含氧量、干燥剂份额、通风量等数据。

某 600MW 机组风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统计算示例见表 11-4。

表 11-4　某 600MW 机组风扇磨煤机直吹式二介质干燥制粉系统及送粉系统计算示例

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（70%BMCR）
1	锅炉燃煤量	B	t/h	根据燃烧计算资料	486.140	338.931
2	锅炉机械未完全燃烧损失	q_4	%	设计资料	1	0.7
3	锅炉炉膛出口过量空气系数	α	—	设计资料	1.2	1.3
4	抽炉烟位置		—	设计资料	炉膛出口	炉膛出口
5	抽炉烟处过量空气系数	α_{hg}	—	设计资料	1.2	1.3

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（70%BMCR）
6	干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	设计资料	66.17	66.17
7	收到基水分	M_t	%	设计资料	39.7	39.7
8	空气干燥基水分	M_{ad}	%	设计资料	16.26	16.26
9	收到基灰分	A_{ar}	%	设计资料	15.96	15.96
10	收到基碳分	C_{ar}	%	设计资料	31.16	31.16
11	收到基氢分	H_{ar}	%	设计资料	2.92	2.92
12	收到基氧分	O_{ar}	%	设计资料	9.87	9.87
13	收到基氮分	N_{ar}	%	设计资料	0.27	0.27
14	收到基硫分	S_{ar}	%	设计资料	0.12	0.12
15	磨煤机总台数	N	台	设计资料	8	8
16	磨煤机运行台数	Z_M	台	设计资料	6	6
17	高温炉烟温度	t_{hg}	℃	设计资料	1250	1150
18	热风温度	t_{ha}	℃	设计资料	340	300
19	冷风温度	t_{la}	℃	设计资料	20	20
20	终端干燥剂温度	t_2	℃	设计资料	140	140
21	原煤温度	t_{rc}	℃	设计资料	20	20
22	最低日平均温度	t_{av}	℃	设计资料	–20	–20
23	制粉系统形式		—	正压直吹式制粉系统、热炉烟和热风干燥		
24	制粉系统漏风系数	K_{le}	—		0.2	0.2
25	磨煤机出力（对二介质干燥需验算70%负荷时磨煤机运行台数与BMCR相同时的安全性）	B_M	t/h	B/Z_M	81.023	56.489
26	理论干空气量	V^0	m³/kg	$0.0889\times(C_{ar}+0.375\times S_{ar,t})+0.265\times H_{ar}-0.0333\times O_{ar}$	3.2193	3.2193
27	锅炉总风量	Q_0	t/h	$V^0\times1.285\times B\times(1-q_4/100)/100\times1.016\times\alpha$	2427.336	1838.891
28	BMCR时锅炉一次风率（含炉烟）	r_{pri}	%	BMCR时为设计选取值，70%负荷时按通风量比为1.08反推	0.35	0.499
29	锅炉一次风量	Q_1	t/h	$Q_0\times r_{pri}$	849.567	917.530
30	磨煤机的密封风量系数	k_s		设计值	0.02	0.02
31	磨煤机入口通风量（对二介质干燥需验算70%负荷时磨煤机通风量为BMCR的1.08倍时安全性）	$Q_{M,1}$	t/h	$Q_1/1.2/Z_M-Q_s$	115.681	124.936
32	磨煤机密封风量	Q_s	t/h	各种磨煤机的密封风质量流量见相应的性能系列表，系列表中如无密封风质量流量数据，可按磨煤机入口风量的2%选取	2.314	2.499

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（70%BMCR）
33	密封风密度	ρ	kg/m^3	$1.293\times273/(273+t_{ha})$	0.576	0.616
34	始端干燥剂量	g_1	kg/kg	$Q_{M,1}/B_M$	1.428	2.212
35	煤粉水分	M_{pc}	%	查图	4.5	4.5
36	蒸发水分	ΔM	%	见式（11-2）	0.369	0.369
37	1 千克原煤生成的氮气理论容积	V_{N_2}	m^3/kg	$0.79\times V^0+0.8\times N_{ar}/100$	2.545	2.545
38	1 千克原煤三原子气体理论容积	V_{RO_2}	m^3/kg	$1.866/100\times(C_{ar}+0.375\times S_{ar,t})$	0.582	0.582
39	1 千克原煤水蒸气理论容积	V_{H_2O}	m^3/kg	$0.111\times H_{ar}+0.0124\times M_t+0.0161\times V^0$	0.868	0.868
40	烟气质量	m_{hg}^0	kg/kg	$1-0.01\times A_{ar}+1.306\times\alpha_{hg}\times V^0$	5.886	6.306
41	烟气体积	V_{hg}^0	m^3/kg	$V_{N_2}+V_{RO_2}+V_{H_2O}+1.016\times(\alpha-1)V^0$	4.650	4.977
42	热炉烟标准状态下密度	ρ_{hg}^0	kg/m^3	m_{hg}^0/V_{hg}^0	1.266	1.266
43	热炉烟份额	r_{hg}	—	先假定，再循环计算	0.53	0.35
44	热空气份额	r_{ha}	—	$1-r_{hg}$	0.45	0.64
45	三原子气体比热容（t_{hg} 下）	c_{RO_2}	kJ/（kg・℃）	$1.156+[(t_{hg}-1200)/100]\times(1.169-1.156)$	1.1625	1.150
46	氮气比热容（t_{hg} 下）	c_{N_2}	kJ/（kg・℃）	$1.126+[(t_{hg}-1200)/100]\times(1.134-1.126)$	1.13	1.122
47	空气比热容（t_{hg} 下）	c_a	kJ/（kg・℃）	$1.12+[(t_{hg}-1200)/100]\times(1.128-1.12)$	1.124	1.116
48	水蒸气比热容（t_{hg} 下）	c_{H_2O}	kJ/（kg・℃）	见式（11-19）	2.2255	2.1925
49	热风比热容（t_{ha} 下）	c_{ha}	kJ/（kg・℃）	见式（11-23）中 c_a 的计算	1.0326	1.029
50	烟气三原子气体质量份额	r_{RO_2}	—	$1.9768\times V_{RO_2}/m_{hg}^0$	0.196	0.183
51	烟气氮气质量份额	r_{N_2}	—	$1.2505\times V_{N_2}/m_{hg}^0$	0.541	0.505
52	烟气空气质量份额	r_a	—	$1.2928\times(\alpha-1)\times V^0/m_{hg}^0$	0.1414	0.198
53	烟气水蒸气质量份额	r_{H_2O}	—	$0.804\times[V_{H_2O}+0.016\times(\alpha-1)\times V^0]/m_{hg}^0$	0.1200	0.113
54	热炉烟比热容（t_{hg} 下）	c_{hg}	kJ/（kg・℃）	$c_{RO_2}\times r_{RO_2}+c_{N_2}\times r_{N_2}+c_a\times r_a+c_{H_2O}\times r_{H_2O}$	1.264	1.244
55	始端干燥剂比热容	c_{ag1}	kJ/（kg・℃）	$c_{ha}\times r_{ha}+c_{hg}\times r_{hg}$	1.155	1.104
56	水蒸气比热容（t_2 下）	c''_{H_2O}	kJ/（kg・℃）	见式（11-19）	1.881	1.881
57	蒸发水分消耗热（t_2 下）	q_{ev}	kJ/kg	见式（11-13）	987.685	987.654
58	湿空气比热容（t_2 下）	c''_{a2}	kJ/（kg・℃）	$1.016+[(t_2-100)/100]\times(1.022-1.016)$	1.0184	1.0184

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（70%BMCR）
59	三原子气体比热容（t_2下）	c''_{RO_2}	kJ/（kg·℃）	$0.869+[(t_2-100)/100]\times(0.913-0.869)$	0.8866	0.8866
60	氮气比热容（t_2下）	c''_{N2}	kJ/（kg·℃）	$1.032+[(t_2-100)/100]\times(1.035-1.032)$	1.0332	1.0332
61	热炉烟比热容（t_2下）	c''_{hg}	kJ/（kg·℃）	$c''_{RO_2}\times r_{RO_2}+c''_{N_2}\times r_{N_2}+c''_{a2}\times r_a+c''_{H_2O}\times r_{H_2O}$	1.1019	1.1019
62	乏气干燥剂带出热量	q_{ag2}	kJ/kg	$\left\{[(r_{ha}+K_{le})\times c''_{a2}+r_{hg}\times c''_{hg}]\times g_1+c''_{a2}\times\frac{Q_s}{B_M}\right\}\times t_2$	257.192	393.209
63	干燥基灰分	A_d	%	$100\times A_{ar}/(100-M_t)$	26.468	26.468
64	计算温度	t	℃	$t_{rc}+t_2$	160	160
65	灰的平均比热容	c_A	kJ/（kg·℃）	$0.754+1.465\times t/10000$	0.777	0.777
66	纯煤的平均比热容	c_0	kJ/（kg·℃）	$0.74+2.05\times t/1000+(0.66+t/1000)\times V_{daf}/100$	1.611	1.611
67	干燥煤的平均比热容	c_{dc}	kJ/（kg·℃）	$0.01\times[c_0\times(100-A_d)+c_A\times A_d]$	1.390	1.390
68	原煤解冻热	q_{unf}	kJ/kg	见式（11-16）	105.091	105.091
69	加热燃料消耗热	q_f	kJ/kg	见式（11-15）	219.953	219.953
70	磨煤机工作时产生的热量	q_{mac}	kJ/kg	见式（11-9）	33.6	33.6
71	冷风比热容	c_{la}	kJ/（kg·℃）	见式（11-23）中c_a的计算	1.013	1.013
72	漏入冷风物理热	q_{le}	kJ/kg	见式（11-11）	5.785	8.962
73	密封风物理热	q_s	kJ/kg	见式（11-10）	10.1167	13.7836
74	水的比热容	c_{H_2O}	kJ/（kg·℃）	见式（11-19）	4.187	4.187
75	原煤的比热容	c_{rc}	kJ/（kg·℃）	$[(100-M_{ar})\times C_{dc}+4.187\times M_{ar}]/100$	1.027	1.027
76	始端干燥剂计算初温	$t_{1,1}$	℃	见式（11-18）	876.099	645.805
77	始端干燥剂校核初温	$t_{1,2}$	℃	$t_{1,2}=(c_{ha}\times r_{ha}\times t_{ha}+c_{hg}\times r_{hg}\times t_{hg})/c_{ag1}$	867.778	635.161
78	误差（要求不大于2%）	v	%	$(t_{1,1}-t_{1,2})/t_{1,1}$	0.95	1.65
79	终端干燥剂空气中氧的容积	V_{a,O_2}	m³/kg	见式（11-28）	0.154	0.302
80	终端干燥剂热烟中氧的容积	V_{hg,O_2}	m³/kg	见式（11-29）	0.0174	0.0249
81	终端干燥剂氧的体积份额（要求$r_{ag2,O_2}\leqslant12\%$）	V_{ag2,O_2}	%	见式（11-30）	9.51	12.92
82	终端干燥剂质量	g_2	kg/kg	见式（11-4）	2.0819	3.0226
83	磨煤机出口气流标准容积	V_2^θ	m³/kg	见式（11-5）	1.8007	2.5324
84	磨煤机出口乏气密度	ρ_{m2}^θ	kg/ m³	g_2/V_2^θ	1.1562	1.1936
85	磨煤机出口气流标准体积	V_2^θ	m³/kg	$(Q_1+B\times\Delta M)/\rho_{m2}^\theta/Z_M$	1.830	2.577
86	磨煤机出口通风量	Q_{M2}	m³/h	$1000(Q_{M1}+B\times\Delta M)/\rho_{m2}^0/Z_M\times(273+t_2)/273$	224350.1	220208.4

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（70%BMCR）
87	始端干燥剂中空气占干燥剂（不含烟气中空气和漏风）份额	$r_{ag,a}$	—	$r_{ha}/\{1-r_{hg}\times[1.306(\alpha-1)\times V^0/m_{hg}]\}$	0.509	0.699
88	最高终端干燥剂氧的体积份额	$[r_{O_2}]$	%		12	12
89	磨煤机入口漏风占总漏风份额	r'_m	—		1.0	1.0
90	磨煤机始端干燥剂密度	ρ^θ_{m1}	kg/ m³	$(1+r'_m\times K_{le})/[(r_{ha}+r'_m\times K_{le})/1.285]+r_{hg}/\rho^\theta_{hg}$	1.2764	1.2797
91	按控制含氧量计算的空气份额（要求 $r_{ag,a,r_{O_2}}<r_{O_2}$）	$r_{ag,a,r_{O_2}}$	—	$(1.306/0.21)\times r_{O_2}\times V_2/[(V_2-\Delta M/0.804)\times\rho^\theta_{m1}]$	0.780	0.709
92	一次风中空气占炉膛总风份额	$r_{pri.a}$	%	$100\%\times\left\{\left[r_{ha}+r_{hg}\times\frac{1.306(\alpha_{hg}-1)V^0}{m_{hg}}+K_{le}\right]g_1\times B+Q_S\times Z_M\right\}/Q_b$	21.90	38.32

三、风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统热力计算

（一）基本规定

（1）确定磨煤机所需的干燥剂量、干燥剂初温。

（2）确定制粉系统终端干燥剂总量。

（3）计算求得热风份额和高温炉烟份额。

（4）应满足使燃料达到所需干燥程度的条件。

（5）制粉系统的终端温度不应高于磨煤机轴承允许的温度和防爆要求的温度。

（6）干燥剂中的空气量应在推荐的锅炉一次风量的允许范围内。

（7）系统的通风量应使设备各部件中的流速在推荐值范围内。

（8）制粉系统热力计算应遵循系统带入热量与带出热量相等的热平衡原则。

（9）计算终端干燥剂中氧的容积份额，并使之符合惰化气氛的规定。

（二）计算的范围

（1）起点：燃料计算的起点为原煤落入口；干燥剂计算的起点为引干燥剂入磨煤机的导管断面。

（2）终点：磨煤机出口断面。

（三）始端干燥剂

风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统的始端干燥剂量 g_1（kg/kg）按式（11-1）计算。

（四）终端干燥剂

风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统的终端干燥剂量 g_2（kg/kg）和终端干燥剂在标准状态下的体积 V_2^θ（m³/kg）按式（11-31）和式（11-32）计算：

$$g_2=(r_{hg}+r_{ha}+r_{lg}+K_{le})g_1+\Delta M+\frac{3.6Q_s}{B_M} \quad (11\text{-}31)$$

$$V_2^\theta=\left(\frac{r_{hg}}{\rho^\theta_{hg}}+\frac{r_{lg}}{\rho^\theta_{lg}}+\frac{r_{ha}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804}+\frac{3.6Q_s}{1.285B_M} \quad (11\text{-}32)$$

式中　g_2——终端干燥剂质量，kg/kg 煤；

V_2^θ——终端干燥剂在标准状态下的体积，m³/kg 煤；

r_{hg}——热炉烟占始端干燥剂的质量份额，%；

r_{ha}——热风占始端干燥剂的质量份额，%；

r_{lg}——冷烟占始端干燥剂的质量份额，%；

ρ^θ_{hg}——热炉烟在标准状态下的密度，kg/m³；

ρ^θ_{lg}——冷烟在标准状态下的密度，kg/m³。

（五）热平衡

通过制粉系统热平衡计算，可以求出组成干燥剂的各种气体份额及干燥剂的初温度 t_1。制粉系统热平衡是认为在制粉系统起始断面输入的总热量与终端断面带出和消耗之总热量相等。

（1）热平衡方程见式（11-6）～式（11-18）。

（2）热平衡计算中空气的部分基本参数，计算公式见式（11-19）～式（11-23）。

（六）干燥剂份额

干燥剂以热炉烟和热风为主、以冷烟调节的三介质系统时，热炉烟、热风、冷风的质量份额r_{hg}、r_{ha}、r_{lg}按式（11-33）～式（11-36）计算。

$$r_{ha}=\frac{1.306r_{pri,h}\alpha V_0 B\left(1-\frac{q_4}{100}\right)}{100g_1 Z_M B_M}-K_{le}-\frac{3.6Q_s}{B_M} \tag{11-33}$$

$$r_{hg}=1-r_{ha}-r_{lg} \tag{11-34}$$

$$c_{ag1}t_{1,2}=c_{ha}r_{ha}t_{ha}+c_{lg}r_{lg}t_{lg}+c_{hg}r_{hg}t_{hg} \tag{11-35}$$

$$c_{ag1}=c_{ha}r_{ha}+c_{lg}r_{lg}+c_{hg}r_{hg} \tag{11-36}$$

式中 $r_{pri,h}$——一次风中热风占进炉膛总风的百分数，一般取$r_{pri,h}$=5%～10%，%；

V_0——标准状态下1kg煤完全燃烧所需的理论湿空气量，m³/kg；

$t_{1,2}$——始端干燥剂校核初温，℃；

t_{ha}、t_{hg}、t_{lg}——热风、热烟和冷烟温度，℃；

c_{ha}、c_{hg}、c_{lg}——热风、高温炉烟和冷烟的比热容，kJ/（kg·℃）；

α——过量空气系数；

q_4——机械未完全燃烧热损失，%。

计算步骤：先假定r_{hg}，通过式（11-33）计算r_{ha}，通过式（11-34）计算r_{lg}，再通过式（11-36）计算c_{ag1}。通过热平衡式（11-18）求得$t_{1,1}$，最后根据式（11-35）求得$t_{1,2}$，要求$t_{1,1}$和$t_{1,2}$误差不大于±2%，否则重新假定r_{hg}。

（七）终端含氧量

1kg原煤终端干燥剂在标准状态下含氧量见式（11-37）～式（11-40）计算。

$$V^{\theta}_{da,O_2}=\frac{0.21}{1.306}(r_{ha}+K_{le})g_1 \tag{11-37}$$

$$V^{\theta}_{hg,O_2}=0.21(\alpha_{hg}-1)V^{0}\frac{g_1 r_{hg}}{m_{hg}} \tag{11-38}$$

$$V^{\theta}_{lg,O_2}=\frac{0.21(\alpha_{lg}-1)V^{0}}{m_{lg}}r_{lg}g_1 \tag{11-39}$$

$$V^{\theta}_{ag2,O_2}=\frac{V^{\theta}_{da,O_2}+V^{\theta}_{hg,O_2}+V^{\theta}_{lg,O_2}}{\left(\frac{r_{hg}}{\rho^{\theta}_{hg}}+\frac{r_{lg}}{\rho^{\theta}_{lg}}+\frac{r_{ha}+K_{le}}{1.285}\right)g_1+\frac{\Delta M}{0.804}} \tag{11-40}$$

式中 V^{θ}_{da,O_2}——干燥剂中热风和冷风的含氧容积，m³/kg；

V^{θ}_{hg,O_2}——干燥剂中热烟的含氧容积，m³/kg；

V^{θ}_{lg,O_2}——干燥剂中冷烟的含氧容积，m³/kg；

V^{θ}_{ag2,O_2}——终端干燥剂中的含氧容积，m³/kg；

α_{hg}——热炉烟抽出点的过量空气系数；

α_{lg}——冷烟混入点的过量空气系数；

m_{hg}——1kg热烟的质量，kg/kg；

m_{lg}——1kg冷烟的质量，kg/kg。

（八）算例

某600MW机组，机组的BMCR燃煤量为486.14t/h，70%BMCR负荷的燃煤量为338.931t/h。制粉系统选用风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统，采用8台风扇磨煤机，其中6台运行，2台备用。现计算磨煤机热平衡、终端含氧量、干燥剂份额、通风量等数据，见表11-5。

表11-5 某600MW机组风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统及送粉系统计算

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（75%BMCR）
1	锅炉燃煤量	B	t/h	根据燃烧计算资料	391.00	293.25
2	锅炉机械未完全燃烧损失	q_4	%	设计资料	1	1.1
3	锅炉炉膛出口过量空气系数	α	—	设计资料	1.2	1.3
4	抽炉烟位置		—	设计资料	炉膛出口	炉膛出口
5	抽炉烟处过量空气系数	α_{hg}	—	设计资料	1.2	1.3
6	抽冷烟位置		—	设计资料	引风机出口	引风机出口
7	抽冷烟处过量空气系数	α_{lg}	—	设计资料	1.3	1.4
8	干燥无灰基挥发分	V_{daf}	%	设计资料	49.9	49.9
9	收到基水分	M_t	%	设计资料	39.7	39.7

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（75%BMCR）
10	空气干燥基水分	M_{ad}	%	设计资料	12.62	12.62
11	收到基灰分	A_{ar}	%	设计资料	7.22	7.22
12	收到基碳分	C_{ar}	%	设计资料	42.11	42.11
13	收到基氢分	H_{ar}	%	设计资料	2.81	2.81
14	收到基氧分	O_{ar}	%	设计资料	10.36	10.36
15	收到基氮分	N_{ar}	%	设计资料	0.46	0.46
16	收到基硫分	S_{ar}	%	设计资料	0.24	0.24
17	磨煤机总台数	N	台	设计资料	8	8
18	磨煤机运行台数	Z_M	台	设计资料	6	5
19	高温炉烟温度	t_{hg}	℃	设计资料	1087	1050
20	热风温度	t_{ha}	℃	设计资料	340	300
21	冷炉烟温度	t_{lg}	℃	设计资料	130	130
22	冷风温度	t_{la}	℃	设计资料	20	20
23	终端干燥剂温度	t_2	℃	设计资料	140	140
24	原煤温度	t_{rc}	℃	设计资料	20	20
25	最低日平均温度	t_{av}	℃	设计资料	–20	–20
26	制粉系统形式		—	正压直吹式制粉系统、热炉烟、冷炉烟和热风干燥		
27	制粉系统漏风系数	K_{le}	—		0.2	0.2
28	磨煤机出力（对三介质干燥须验算70%负荷时磨煤机运行台数与BMCR相同时的安全性）	B_M	t/h	B/Z_M	65.167	58.650
29	理论干空气量	V^0	m³/kg	$0.0889(C_{ar}+0.375S_{ar,t})+0.265H_{ar}-0.0333O_{ar}$	4.151	4.151
30	锅炉总风量	Q_0	t/h	$V^0\times1.285\times B(1-q_4/100)/100\times1.016\alpha$	2517.49	2043.4
31	BMCR时锅炉一次风率（含炉烟）	r_{pri}	%	BMCR时为设计选取值，70%负荷时按通风两比为1.08反推	0.3	0.350
32	锅炉一次风量（含炉烟）	Q_1	t/h	$Q_0\times r_{pri}$	755.25	715.19
33	磨煤机的密封风量系数	k_s		设计值	0.02	0.02
34	磨煤机入口通风量	$Q_{M,1}$	t/h	$Q_1/1.2/Z_M-Q_s$	107.04	121.63
35	磨煤机密封风量	Q_s	t/h	各种磨煤机的密封风质量流量见相应的性能系列表，系列表中如无密封风质量流量数据，可按磨煤机入口风量的2%选取	2.14	2.43
36	密封风密度	ρ	kg/m³	$1.293\times273/(273+t_{ha})$	0.576	0.616

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（75%BMCR）
37	始端干燥剂量	g_1	kg/kg	$Q_{M,1}/B_M$	1.642	2.074
38	煤粉水分	M_{pc}	%	查图	6.310	6.310
39	蒸发水分	ΔM	%	见式（11-2）	0.325	0.325
40	1kg 原煤生成的氮气理论容积	V_{N_2}	m³/kg	$0.79V^0+0.8N_{ar}/100$	3.283	3.283
41	1kg 原煤三原子气体理论容积	V_{RO_2}	m³/kg	$1.866/100(C_{ar}+0.375S_{ar,t})$	0.787	0.787
42	1kg 原煤水蒸气理论容积	V_{H_2O}	m³/kg	$0.111H_{ar}+0.0124M_t+0.0161V^0$	0.835	0.835
43	冷炉烟质量	m_{lg}^{θ}	kg/kg	$1-0.01A_{ar}+1.306\alpha_{lg}V^0$	7.976	8.518
44	冷炉烟标准状态下体积	V_{lg}^{θ}	m³/kg	$V_{N_2}+V_{RO_2}+V_{H_2O}+1.016(\alpha_{lg}-1)V^0$	6.171	6.592
45	冷炉烟标准状态下密度	ρ_{lg}^{θ}	kg/m³	$m_{lg}^{\theta}/V_{lg}^{\theta}$	1.2926	1.2921
46	热炉烟份额	r_{hg}	—	先假定，再循环计算	0.46	0.42
47	一次风中热风占进炉膛总风的百分数	$r_{pri,h}$	—	一般取 5%～10%	0.15	0.15
48	热空气份额	r_{ha}	—	见式（11-33）	0.355	0.263
49	冷炉烟份额	r_{lg}		见式（11-34）	0.185	0.317
50	热炉烟在标准状态下体积	V_{hg}^{θ}	kg/m³	$V_{N_2}+V_{RO_2}+V_{H_2O}+1.016\times[(\alpha_{hg}-1)+(\alpha_{lg}-1)]V^0$	6.0032	6.7207
51	热炉烟质量	m_{hg}^{θ}	kg/kg	$1-0.01A_{ar}+1.306(\alpha_{hg}+\alpha_{lg})V^0$	7.7625	8.6866
52	热炉烟在标准状态下的密度	ρ_{hg}^{θ}	kg/m³	$m_{hg}^{\theta}/V_{hg}^{\theta}$	1.2931	1.2925
53	热烟三原子气体质量份额	r_{hg,RO_2}	—	$1.9768V_{RO_2}/m_{hg}^{\theta}$	0.2088	0.1942
54	热烟中氮气质量份额	r_{hg,N_2}	—	$1.2505V_{N_2}/m_{hg}^{\theta}$	0.541	0.505
55	热烟中空气质量份额	$r_{hg,a}$	—	$1.2928[(\alpha_{hg}-1)+(\alpha_{lg}-1)]V^0/m_{hg}^{\theta}$	0.1468	0.206
56	热烟中水蒸气质量份额	r_{hg,H_2O}	—	$0.804[V_{H_2O}+0.016(\alpha_{hg}-1)V^0]/m_{hg}^{\theta}$	0.0914	0.0856
57	热烟三原子气体比热容（t_{hg}下）	c_{hg,RO_2}	kJ/(kg・℃)	$1.126+[(t_{hg}-1000)/100](1.141-1.126)$	1.1391	1.1335
58	热烟中氮气比热容（t_{hg}下）	c_{hg,N_2}	kJ/(kg・℃)	$1.108+[(t_{hg}-1000)/100](1.117-1.108)$	1.1158	1.1125
59	热烟中空气比热容（t_{hg}下）	$c_{hg,a}$	kJ/(kg・℃)	$1.101+[(t_{hg}-1000)/100](1.111-1.101)$	1.1097	1.106

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（75%BMCR）
60	热烟中水蒸气比热容（t_{hg}下）	c_{hg,H_2O}	kJ/（kg·℃）	见式（11-19）	2.1717	2.1595
61	热炉烟比热容（t_{hg}下）	c_{hg}	kJ/（kg·℃）	$c_{hg,RO_2}r_{hg,RO_2}+c_{hg,N_2}r_{hg,N_2}+c_{hg,a}r_{hg,a}+c_{hg,H_2O}r_{hg,H_2O}$	1.2138	1.2023
62	冷烟三原子气体质量份额	r_{lg,RO_2}	—	$1.9145V_{RO_2}/m_{lg}^{\theta}$	0.1890	0.177
63	冷烟中氮气质量份额	r_{lg,N_2}	—	$1.2505V_{N_2}/m_{lg}^{\theta}$	0.5148	0.4820
64	冷烟中空气质量份额	$r_{lg,a}$	—	$1.2928(\alpha_{lg}-1)V^0/m_{lg}^{\theta}$	0.2019	0.2520
65	冷烟中水蒸气质量份额	r_{lg,H_2O}	—	$0.804[V_{H_2O}+0.016(\alpha_{lg}-1)V^0]/m_{lg}^{\theta}$	0.0862	0.0813
66	冷烟三原子气体比热容（t_{lg}下）	c_{lg,RO_2}	kJ/（kg·℃）	$0.869+[(t_2-100)/100](0.913-0.869)$	1.0329	1.0329
67	冷烟中氮气比热容（t_{lg}下）	c_{lg,N_2}	kJ/（kg·℃）	$1.032+[(t_2-100)/100](1.035-1.032)$	1.0329	1.0329
68	冷烟中空气比热容（t_{lg}下）	$c_{lg,a}$	kJ/（kg·℃）	$1.016+[(t_2-100)/100](1.022-1.016)$	1.0178	1.0178
69	冷烟中水蒸气比热容（t_{lg}下）	c_{lg,H_2O}	kJ/（kg·℃）	见式（11-19）	1.8793	1.8793
70	冷炉烟比热容（t_{lg}下）	c_{lg}	kJ/（kg·℃）	$c_{lg,RO_2}r_{lg,RO_2}+c_{lg,N_2}r_{lg,N_2}+c_{lg,a}r_{lg,a}+c_{lg,H_2O}r_{lg,H_2O}$	1.0658	1.0633
71	乏气三原子气体比热容（t_2下）	c''_{RO_2}	kJ/（kg·℃）	$0.869+[(t_2-100)/100](0.913-0.869)$	0.8778	0.8778
72	乏气中氮气比热容（t_2下）	c''_{N2}	kJ/（kg·℃）	$1.032+[(t_2-100)/100](1.035-1.032)$	1.0326	1.0326
73	乏气中空气比热容（t_2下）	c''_{a2}	kJ/（kg·℃）	$1.016+[(t_2-100)/100](1.022-1.016)$	1.0172	1.0172
74	乏气中水蒸气比热容（t_2下）	c''_{H_2O}	kJ/（kg·℃）	见式（11-19）	1.8772	1.8772
75	乏气中热炉烟的比热容（t_2下）	c''_{hg}	kJ/（kg·℃）	$c''_{RO_2}r_{hg,RO_2}+c''_{N_2}r_{hg,N_2}+c''_{a2}r_{hg,a}+c''_{H_2O}r_{hg,H_2O}$	1.0729	1.0693
76	乏气中冷炉烟的比热容（t_2下）	c''_{lg}	kJ/（kg·℃）	$c''_{RO_2}r_{hg,RO_2}+c''_{N_2}r_{lg,N_2}+c''_{a2}r_{lg,a}+c''_{H_2O}r_{lg,H_2O}$	1.0645	1.062
77	乏气干燥剂带出热量	q_{ag2}	kJ/kg	$\{[(r_{ha}+K_{le})c''_{a2}+r_{hg}c''_{hg}+r_{lg}c''_{lg}]\times g_1+c''_{a2}\dot{Q}_s/B_M\}t_2$	251.37	317.82
78	干燥基灰分	A_d	%	$100\times A_{ar}/(100-M_t)$	11.424	11.424
79	计算温度	t	℃	$t_{rc}+t_2$	140	140
80	灰的平均比热容	c_A	kJ/（kg·℃）	$0.754+1.465t/10000$	0.775	0.775

续表

序号	项目	符号	单位	计算公式	设计煤（BMCR）	设计煤（75%BMCR）
81	纯煤的平均比热容	c_0	kJ/（kg・℃）	$0.74+2.05t/1000+(0.66+t/1000)V_{daf}/100$	1.426	1.426
82	干燥煤的平均比热容	c_{dc}	kJ/（kg・℃）	$0.01[c_0\times(100-A_d)+c_A A_d]$	1.352	1.352
83	原煤解冻热	q_{unf}	kJ/kg	见式（11-16）	103.145	103.893
84	加热燃料消耗热	q_f	kJ/kg	见式（11-15）	219.953	219.953
85	磨煤机工作时产生的热量	q_{mac}	kJ/kg	见式（11-9）	33.6	33.6
86	冷风比热容	c_{la}	kJ/（kg・℃）	见式（11-23）中 c_a 的计算	1.013	1.013
87	漏入冷风物理热	q_{le}	kJ/kg	见式（11-11）	6.655	8.403
88	热风比热容	c_{ha}	kJ/（kg・℃）	见式（11-23）中 c_a 的计算	1.033	1.029
89	密封风物理热	q_s	kJ/kg	见式（11-10）	11.533	12.804
90	蒸发水分消耗热（t_2 下）	q_{ev}	kJ/kg	见式（11-13）	859.644	859.644
91	乏气水蒸气比热容	c_{H_2O}	kJ/（kg・℃）	见式（11-19）	1.8772	1.8772
92	始端干燥剂比热容	c_{ag1}	kJ/（kg・℃）	$c_{ha}r_{ha}+c_{hg}r_{hg}+c_{lg}r_{lg}$	1.122	1.113
93	始端干燥剂物理热	q_{ag1}	kJ/kg	见式（11-8）	1291.938	1356.814
94	系统输入热量	q_{in}	kJ/kg	见式（11-7）	1343.726	1411.621
95	设备散热损失	q_5	kJ/kg	见式（11-17）	26.875	28.232
96	干燥剂计算初温	$t_{1,1}$	℃	见式（11-18）	701.709	588.529
97	干燥剂校核初温	$t_{1,2}$	℃	$t_{1,2}=(c_{ha}r_{ha}t_{ha}+c_{hg}r_{hg}t_{hg})/c_{ag1}$	695.944	582.044
98	误差（要求不大于 2%）	v	%	$(t_{1,1}-t_{1,2})/t_{1,1}$	0.821	1.102
99	干燥剂空气中氧的容积	V_{a,O_2}	m³/kg	见式（11-37）	0.185	0.195
100	干燥剂热烟中氧的容积	V_{hg,O_2}	m³/kg	见式（11-38）	0.018	0.0291
101	干燥剂冷烟中氧的容积	V_{lg,O_2}	m³/kg	见式（11-39）	0.0099	0.0269
102	终端干燥剂氧的体积份额（要求 V_{ag2,O_2} ≤12%）	V_{ag2,O_2}	%	见式（11-40）	11.008	10.733
103	终端干燥剂质量	g_2	m³/kg	见式（11-31）	2.328	2.855
104	标准状态下终端干燥剂的体积	V_2^0	m³/kg	见式（11-32）	1.958	2.367
105	磨煤机出口标准乏气密度	ρ_{m2}^0	kg/m³	g_2/V_2^0	1.189	1.207
106	锅炉一次风量（标准状态）	Q_1	m³/kg	$0.01V_2^0 V_{ag2,O_2}/0.21$	1.014	1.193
107	一次风中空气占炉膛总风份额	$r_{pri,a}$	%	$100Q_1/(1+\alpha)/V^0$	20.348	23.954

第五节　设　备　选　型

一、风扇磨煤机数量和出力选择

风扇磨煤机直吹式干燥制粉系统及送粉系统的磨煤机台数和出力，按下列要求选择：

（1）130t/h 级及以下容量的锅炉，每台锅炉宜装设 2 台风扇磨煤机，其中 1 台备用。

（2）220～410t/h 级容量的锅炉，每台锅炉宜装设 3 台风扇磨煤机，其中 1 台备用。

（3）200MW 以上的机组，每台锅炉的风扇磨煤机不宜少于 4 台，其中 1 台备用。

（4）当风扇磨煤机的台数为 6 台及以上时，宜设 1 台检修备用和 1 台运行备用。

（5）每台锅炉装设的除备用外的磨煤机按磨损中后期的总计算出力，不应小于按设计煤种和设计煤粉细度时锅炉最大连续蒸发量的所需耗煤量的 110%，磨制校核煤种时，全部磨煤机按磨损中后期的总计算出力，不应小于锅炉最大连续蒸发量的所需耗煤量。

（6）经过技术经济比较，风扇磨煤机的电动机可采用调速装置。

二、风扇磨煤机选型计算

风扇磨煤机选型主要计算磨煤机的碾磨出力、电耗、通风量（通风出力）及其提升压头。下面以 S 形磨煤机为例，进行磨煤机选型计算。

1. S 形风扇磨煤机碾磨出力计算

S 形风扇磨煤机按 BMCR 燃煤量计的碾磨出力 B_M 按式（11-41）计算。

$$B_M = \frac{B'_{M0} \times (F/100) \times (100 - M_{pc})}{100 - M_{ar}} \quad (11\text{-}41)$$

式中　B_M——单台磨煤机计算出力，t/h。

B'_{M0}——按煤粉计的磨煤机基本出力，t/h；根据所选磨煤机型号由表 11-6 中 S 形磨煤机基本出力系列表查出。

F——磨煤机碾磨出力系数，根据 HGI、A_d、R_{90} 由图 11-6 查出。

按式（11-41）求得的结果尚须进行校核计算，应满足磨煤机出力裕量的规定。若不能满足磨煤机出力裕量的规定，则应选择高一档容量的磨煤机重新计算。

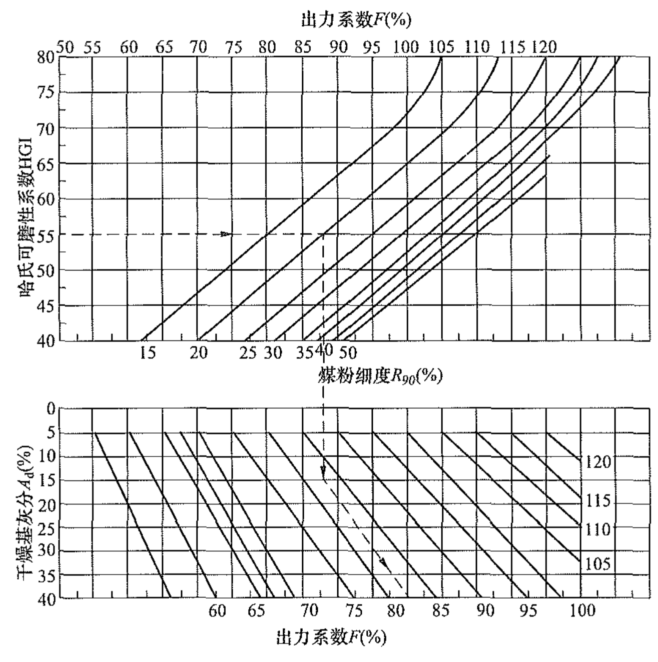


图 11-6　S 形风扇磨出力系数图

表 11-6　S 形磨煤机煤粉基本出力及磨煤机型号对能耗的修正系数

S 形风扇磨型号	基本出力 B'_{M0}（t/h）	磨型修正系数 K_2
2.15	2.0	1.1
3.15	3.2	
5.10	4.6	1.0
6.10	5.5	
8.10	6.9	

续表

S形风扇磨型号	基本出力 B'_{M0}（t/h）	磨型修正系数 K_2
9.10	9	1.0
10.75	9.2	0.98
12.75	12.0	
16.75	16	
20.60	20	0.95
25.60	25	
32.60	32	
36.50	36	0.92
40.50	40	
45.50	45	
50.50	50	
55.50	55	
57.50	57	
60.45	60	0.90
65.45	65	
70.45	70	

2. S形风扇磨煤机电耗

（1）S 形风扇磨煤机的功率按式（11-42）～式（11-43）计算。

$$P = e'B'_{M0}F/100 \qquad (11\text{-}42)$$

$$e' = e'_0K_1K_2 \qquad (11\text{-}43)$$

式中 e'——按煤粉计的实际单位能耗，kWh/t；

e'_0——在出力系数 F 和煤粉细度 R_{90} 下生产每吨煤粉的能耗，由图11-7确定，(kWh/t)；

K_1——煤可磨性指数对于能耗的修正系数，由图11-8确定；

K_2——磨煤机型号对于能耗的修正系数，由表11-6查出。

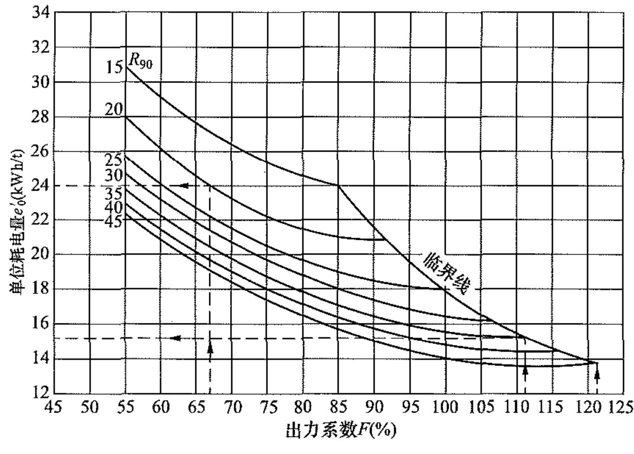


图11-7 S形风扇磨煤机出力和能耗线算图

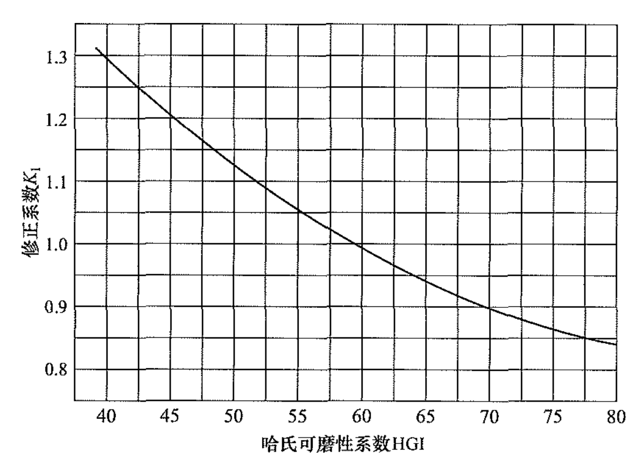


图11-8 可磨性对能耗修正系数

（2）磨制原煤的单位能耗由式（11-44）计算。

$$e = P/B_M \qquad (11\text{-}44)$$

式中 e——磨制原煤的单位能耗，kWh/t。

3. S形风扇磨煤机通风量（通风出力）和提升压头的计算

风扇磨煤机的通风量直接影响其出力。运行证明，风扇磨煤机的研磨出力裕量较大，风扇磨煤机的出力主要取决于通风出力。因此，在进行风扇磨煤机选型时也可不考虑磨煤机的研磨出力，而直接通过在要求的磨煤机通风量下计算磨煤机的提升压头的方法来进行选型。管道阻力必须按磨煤机所提供的提升压头进行设计。

（1）根据压头系数确定通风量的计算方法。

1）压头系数 f_H 按式（11-45）计算。

$$f_H = \frac{\Delta p}{H_0K_TK_\mu K_3K_P} \qquad (11\text{-}45)$$

式中 Δp——制粉系统总阻力（含磨煤机入口负压、磨煤机分离器阻力、管道阻力、喷燃器阻力和炉膛负压），Pa；

H_0——基本纯空气提升压头，按选定的磨煤机型号确定，见表11-7，Pa；

K_T——温度修正系数，$K_T = 293/(273+t''_M)$；

t''_M——磨煤机设计出口温度，℃；

K_μ——含粉下提升压头修正系数，按式（11-51）确定；

K_3——风扇磨煤机使用后期因磨损引起的提升压头修正系数，取 $K_3 = 0.9$；

K_P——大气压对压头的修正系数，$K_P = p_a/101.3$；

p_a——当地大气压，kPa。

表 11-7　　S 形风扇磨煤机系列参数

型号	出力（t/h）	叶轮直径（D_2/D_1）（mm）	叶片高度（mm）	叶片宽度（mm）	转速（r/min）	通风量（m^3/h）	提升压头（带粉）（t''_M=120℃，Pa）	纯空气提升压头（t''_M=120℃，Pa）	电动机功率（kW）
S9.10（FM159.380）	9	1590/1010	290	380	1000	17000	2160	2800	225
S12.75（FM219.380）	12	2190/1490	350	350	750	22000	2160	2800	300
S14.75（FM220.400）	14	2200/1500	350	400	750	25000	2160	2800	340
S16.75（FM220.440）	16	2200/1500	350	440	750	28000	2160	2800	380
S20.60（FM275.480）	20	2750/2030	360	480	600	38000	2160	2800	400
S25.60（FM275.590）	25	2750/1850	450	590	600	46000	2160	2800	450
S32.60（FM275.755）	32	2750/1850	450	755	600	59000	2160	2800	700
S36.50（FM318.644）	36	3180/2270	454	644	500	56000	2000	2700	800
S40.50（FM340.760）	40	3400/2420	490	760	500	76000	2300	3000	880
S45.50（FM340.880）	45	3400/2420	490	880	500	88000	2410	3100	1000
S50.50（FM340.970）	50	3400/2420	490	970	500	97000	2480	3200	1100
S55.50（FM380.940）	55	3800/2688	578	940	450	106000	2480	3200	1200
S57.50（FM340.1060）	57	3400/2470	465	1060	500	106000	2480	3200	1250
S60.45（FM380.1030）	60	3800/2644	578	1030	450	116000	2480	3200	1300
S65.45（FM380.1150）	65	3800/2644	578	1150	450	130000	2580	3300	1425
S70.45（FM380.1200）	70	3800/2644	578	1200	450	135000	2560	3300	1550
S80.42（FM400.1310）	80	4000/2644	678	1310	425	154210	2560	3300	1750

注　表中提升压头值为冲击板磨损初期数值（不含分离器）。

2）根据 f_H 由图 11-9 的通风特性曲线 2 求出流量系数 f_Q，则通风量 Q_V 按式（11-46）～式（11-47）所示。在设计出口温度 t''_M 和带粉下求出的磨煤机提升压头如式（11-48）所示。

$$Q_V = f_Q \times Q_0 \quad (11\text{-}46)$$

$$Q_V = (1.0 \sim 1.1)Q_d \quad (11\text{-}47)$$

$$H_\mu = H_0 \times f_H \times K_T \times K_\mu \times K_3 \times K_P \quad (11\text{-}48)$$

式中　Q_V——磨煤机计算通风量，m^3/h；

Q_0——根据选定的磨煤机型号选取基本流量，m^3/h；

Q_d——工程要求的磨煤机通风量，m^3/h；

H_μ——磨煤机纯空气提升压头，Pa。

（2）根据流量系数确定提升压头的计算方法。

1）根据设计要求的磨煤机通风量 Q_V，按式（11-49）得流量系数 f_Q。

$$f_Q = Q_V / Q_0 \quad (11\text{-}49)$$

2）按图 11-9 通风特性曲线 2 确定压头系数 f_H，

再按式（11-48）求得磨煤机的提升压头 H_μ，同时提升压头满足式（11-50）的要求。

$$H_\mu = (1.0 \sim 1.10)\Delta p \tag{11-50}$$

式中　Δp ——提升压力。

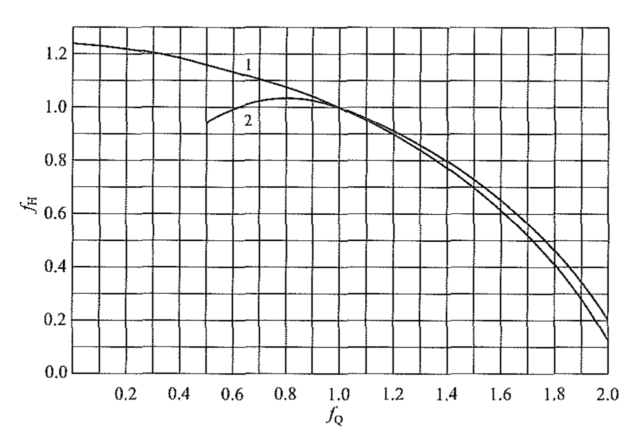


图 11-9　带有分离器的 S 形风扇磨煤机通风特性曲线
1—纯空气；2—含粉（t''_M=120℃）

（3）含粉时磨煤机提升压头的修正。含粉时提升压头修正系数按式（11-51）～式（11-53）计算：

$$K_\mu = 1 - 0.28\mu \tag{11-51}$$

$$\mu = \frac{B_M \times K_c}{Q_V \rho} \tag{11-52}$$

$$\lg\ln K_c = D + \frac{C}{n} \times \lg\ln\frac{100}{R_{90}} \tag{11-53}$$

式中　μ ——磨腔内煤粉浓度，kg/kg；

ρ ——20℃下空气密度，可取 $\rho = 1.2\ \text{kg/m}^3$；

K_c ——磨煤机内煤粉循环倍率，磨煤机内煤粉循环倍率 K_c 与可磨度 HGI 关系值见表 11-8；

D、C ——与可磨性指数有关的常数，当 HGI 由 45 变到 80 时，C 值取 0.65～0.84；D 值取 0.069～-0.6033，按内插法计算；

n ——煤粉均匀性系数，根据分离器结构形式不同，n 可取 0.8～1.1。

表 11-8　磨煤机内煤粉循环倍率 K_c 与可磨度 HGI 关系值（n=0.8，R_{90}=50%）

HGI	45	46	47	48	49	50	51	52	53
K_c	2.39	2.29	2.21	2.13	2.06	1.99	1.93	1.87	1.82
HGI	54	55	56	57	58	59	60	61	62
K_c	1.77	1.73	1.68	1.64	1.61	1.57	1.54	1.51	1.48
HGI	63	64	65	66	67	68	69	70	71
K_c	1.46	1.43	1.41	1.39	1.37	1.35	1.33	1.31	1.30
HGI	72	73	74	75	76	77	78	79	80
K_c	1.28	1.27	1.25	1.24	1.23	1.22	1.20	1.19	1.19

三、MB 型和 DGS 型风扇磨煤机参数表

（1）MB 型风扇磨煤机的系列参数见表 11-9。

表 11-9　MB 型风扇磨煤机系列参数

型号	出力（t/h）	通风量（m³/h）	冲击轮直径（mm）	冲击轮宽（mm）	转速（r/min）	电动功率（kW）	提升压头（Pa）
MB3300/800/490	70	220000	3300	800	490	900	最高 1730
MB3350/1000/490	82	250000	3350	1000	490	1000	
MB3400/900/490	80	230000	3400	900	490	1000	
MB3550/1000/490	82	250000	3550	1000	490	1400	
MB3850/1100/420	100	390000	3850	1100	420	1600	
MB4100/1200/420	112	440000	4100	1200	420	2000	

（2）DGS 型风扇磨煤机的系列参数见表 11-10。

表 11-10　DGS 型风扇磨煤机基本出力系列参数

型号	基本出力（t/h）	型号	基本出力（t/h）
DGS50	50	DGS95	95
DGS60	60	DGS100	100
DGS65	65	DGS110	110
DGS70	70	DGS120	120
DGS80	80	DGS130	130
DGS85	85	DGS150	150
DGS90	90	DGS180	180

四、给煤机设备选型

（1）给煤机的数量应与磨煤机台数相匹配，也可根据煤仓间的布置方式和锅炉房的布置空间，设置多台给煤机。

（2）蒸汽初参数在高温高压及以下，单机容量在125MW 以下的机组，可采用刮板式给煤机或皮带式给煤机；蒸汽初参数在超高压及以上，单机容量在125MW 及以上的机组，宜采用可计量的刮板给煤机。给煤机应有良好的密闭性能和承压能力。

（3）给煤机的计算出力不宜小于磨煤机最大出力的 110%。

（4）给煤机可不配置密封风系统。

五、冷烟风机设备选型

（1）当采用风扇磨煤机直吹式三介质干燥制粉系统时，每台锅炉的冷烟风机台数不宜少于 2 台，其中应有 1 台备用。当冷烟从引风机后抽取，并且引风机压头满足进入热风干燥剂管道所需动压的要求时，也可装设 1 台冷烟风机。

（2）冷烟风机宜选用离心式风机。

（3）冷烟风机应按照抽冷烟处的温度设计。

（4）冷烟风机的基本风量应按设计煤种计算，满足锅炉在最大连续蒸发量时制粉系统允许最高氧含量对冷烟份额的最低要求。风机的风量裕量不应低于5%，并且风机的最大风量应满足计划切磨工况时制粉系统允许最高氧含量对冷烟份额的最低要求。

（5）冷烟风机的基本压头应按设计煤种计算，包括锅炉最大连续蒸发量时冷烟道的阻力、自生通风、进入热风干燥剂管道所需的动压。冷烟风机压头的裕量宜为 10%。

六、高温炉烟设计选型

（1）高温炉烟管道按保温结构形式可分为内保温结构形式（见图 11-10）和外保温结构形式（见图 11-11）。

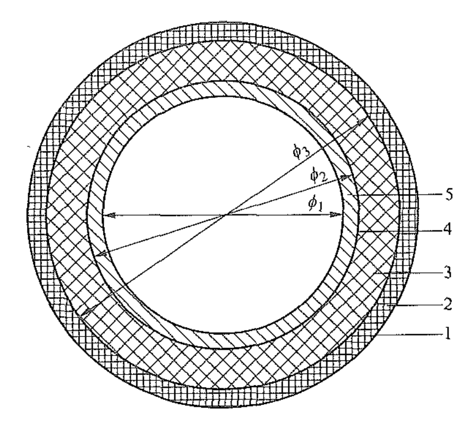
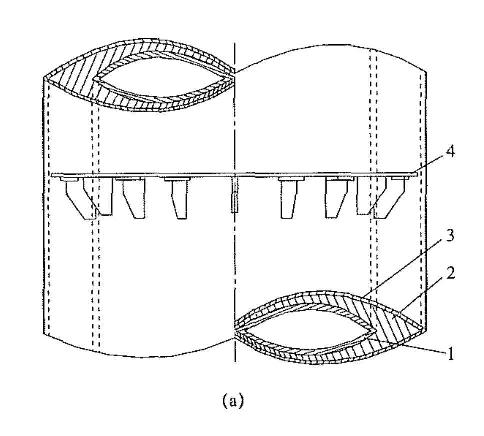


图 11-10　内保温结构形式

1—钢管；2—Y 形钩钉；3—硅酸铝；4—钢板网；5—刚玉莫来石耐火浇注料；ϕ_1—刚玉莫来石耐火浇注料保温层内径；ϕ_2—硅酸铝保温层内径；ϕ_3—钢管内径



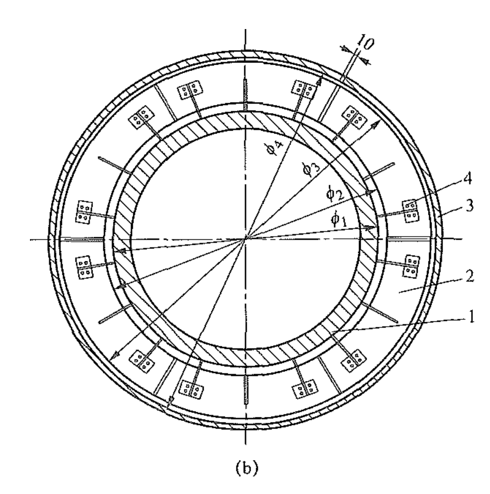


图 11-11　外保温结构形式

（a）外保温结构形式立面图；（b）外保温结构形式平面图

1—钢管；2—硅酸铝；3—外护板；4—保温托架；

ϕ_1—钢管外径；ϕ_2—保温托架内径；

ϕ_3—保温托架外径；ϕ_4—保温外径

（2）锅炉的炉烟混合室、炉烟管道高温段宜采用内保温结构形式。给煤机出口的落煤段和干燥介质与

煤混合干燥段应采用内壁为耐热钢管材的外保温结构形式，内壁应有防止下落煤块的冲击和磨损。

（3）管道加固肋宜采用两端分开的弧环。

（4）高温炉烟管道设计参数要求如下：

1）高温炉烟管道的设计压力应与锅炉炉膛设计压力一致；高温炉烟管道的瞬态承受压力应与锅炉炉膛瞬态承受压力一致。

2）炉烟混合室的设计温度应与抽高温炉烟口的烟气温度一致。

3）炉烟管道高温段、落煤段和混合干燥段的设计温度应按照各个负荷不考虑漏风时，炉烟混合室出口的最高设计烟温确定。

4）高温炉烟管道的设计流速宜为12～28m/s。当风扇磨煤机运行压头满足在锅炉最大连续蒸发量制粉系统的阻力时，内保温的结构形式宜选取流速上限；外保温的结构形式宜选取流速下限。

5）高温炉烟管道各部件的结构数据宜采用有限元分析法计算。

（5）高温炉烟管道混合室与高温段连接部分的补偿器形式宜采用带内保温结构的非金属补偿器；其余的补偿器形式宜采用金属波纹管补偿器。补偿器材料应按高温炉烟管道的壁温选取。

（6）高温炉烟管道的保温设计要求如下：

1）高温炉烟管道外保温的设计和选型应满足DL/T 5072《火力发电厂保温油漆设计规程》的要求。

2）内保温结构形式的最内层应为耐磨耐火材料，耐火材料的选取应满足DL/T 902《耐磨耐火材料技术条件与检验方法》的要求。耐火耐磨材料的厚度不应小于80mm。

（7）高温炉烟管道的布置设计要求如下：

1）高温炉烟管道宜垂直布置并避免落煤对管道的冲刷。

2）给煤机出口应布置在磨煤机入口的正上方；给煤机出口的落煤段应垂直布置，敷设在锅炉框架内，应结合锅炉抽炉烟口的位置，磨煤机的布置及检修条件统筹考虑。

3）支吊架的结构强度宜采用有限元分析方法计算。

4）支吊架的管部材料应按高温炉烟管道的壁温选取。

七、风扇磨煤机附属设备选型

（1）风扇磨煤机煤粉分配器的设置和形式要求如下：

1）300MW及以上机组的锅炉宜装设煤粉分配器。当送粉管道有调节功能，并且磨煤机出口不具备设置多条送粉管道的条件时，也可不装设煤粉分配器。

2）送粉管道的水平段不宜分叉。

3）煤粉分配器的形式应按表11-11选择。

表11-11　煤粉分配器的形式

每台磨煤机送粉管道数量	送粉管道内流速的最大偏差	采用煤粉分配器的形式
2	—	格栅型或肋片导流型
4	±10%	格栅型
	±15%	格栅型或扩散型
	±20%	
6	±15%	扩散型
8	±15%	格栅型
	±20%	

（2）风扇磨煤机分离器的设计要求如下：

1）风扇磨煤机宜采用惯性分离器。分离器易磨损部位装有衬板。分离器上部安装有固定叶片，风粉混合物通过该叶片进行粗细粉分离。分离器上部还宜安装有活动调节挡板，用于改变风粉混合物的输送工况以调节煤粉细度。在设备调试时应通过传动装置调节活动挡板调整煤粉细度，固定叶片一般保持不变。

2）分离器下部设有回粉管，粗颗粒可经过回粉管重新返回煤粉进行粉磨。

3）分离器出口装有特殊的调节隔板，在设备运转时可调节磨煤机的运行参数。在设备维修时，能将磨煤机与锅炉隔离。

4）分离器内安装有带有挡板的循环管，循环管直接连接回粉管下面的专用管。循环管与引入管相连。在循环挡板开启时，部分干燥后的热风直接送入磨煤机，此时可以增加风扇磨煤机打击轮的送风能力。内循环系统可以和调节隔板同时使用，以保证调整的均匀性，及保证调节隔板在最小开启状态时，磨煤机也能获得较强的风粉内循环调节效果。

第十二章

空气系统设计（直吹式）

第一节 系 统 说 明

锅炉空气系统的选择，应根据煤种煤质特性、锅炉容量等级、当地环保要求等因素，结合锅炉炉型、制粉系统和燃烧器结构的选择统一考虑，以达到空气系统、制粉系统和燃烧装置之间匹配合理，保证机组的安全运行，并降低排放水平，实现高效低污染发电。空气系统的主要类型包括直吹式空气系统和中间储仓式空气系统，本章节主要介绍直吹式空气系统的设计，中间储仓式空气系统的设计详见本手册第十三章。

一、设计范围和系统功能

（一）设计范围

空气系统的设计范围方面包括：冷风系统从吸风口至空气预热器进口，热风系统从空气预热器出口至燃烧器入口，期间留有与空气预热器及制粉系统一次风和密封风管道的接口。此外，部分工程还包括从热风接至送风机入口风道的热风再循环系统。

（二）系统功能

空气系统中一次风的主要功能是干燥、输送煤粉和提供燃烧初始氧量，二次风的主要功能为燃烧风。空气系统的主要设备为风机，包括一次风机和送风机。

二、对原始输入条件的基本要求

本章节主要描述的是和空气系统相关的锅炉热力性能数据，和燃料相关的原始数据，如煤种及其变化范围、元素分析、低位发热量、干燥无灰基挥发分等可参见第九章，与烟道相关的原始数据，如烟道漏风系数选取等可参见第十四章。

锅炉炉膛出口过量空气系数α_F，按制造厂提供的数据采用，若暂无该项数据，可参考表 12-1。

表 12-1　　炉膛出口过量空气系数α_F

燃烧室形式		燃料	燃烧方式	过量空气系数α_F	
				大容量锅炉	中小容量锅炉
煤粉炉	固态排渣	无烟煤、贫煤 烟煤、褐煤	切向	1.15～1.25	无烟煤、贫煤 1.20～1.25* 烟煤、褐煤：1.20
			墙式对冲	1.12～1.20	
			双拱（W 火焰）	1.25～1.30	
	液体排渣（开式、半开式）	无烟煤、烟煤 烟煤、褐煤		1.20～1.25*** 1.15～1.20***	1.20～1.25 1.20
重油、煤气炉		重油、焦炉煤气 天然气、高炉煤气		1.02～1.03*** 1.03～1.05***	1.10**
层燃炉	链条炉	无烟煤			1.5～1.6
		烟煤、褐煤			1.3
	播煤机（包括播煤机，链箅炉）	烟煤、褐煤			1.3
	手烧炉排	无烟煤			1.5
		烟煤、褐煤			1.4

* 以热风送粉时，取较大值。

** 对烧煤气炉在采用气密炉墙及正压送风时，可取炉膛出口过量系数为 1.05；对烧油炉采用自动调节油量与空气量，且炉膛漏风系数小于 0.05 时，可取炉膛出口过量空气系数为 1.02～1.03。

*** 对于气密式冷型炉膛，取较小值。

表 12-1 内的过量空气系数适用于下列锅炉范围：

（1）对燃煤锅炉，适用于 70%～100%，BMCR 负荷区间；当蒸发量在 50%～70%BMCR 负荷区间时，按式（12-1）计算。

$$\alpha_{F,D}=\alpha_F+(0.7-D/D_{BMCR}) \qquad (12\text{-}1)$$

式中 α_F——过量空气系数；

D_{BMCR}，D——额定蒸发量和较低的蒸发量。

（2）对燃油和燃气锅炉，适用于 100%～50%BMCR 负荷区间；当蒸发量在 50%～30%BMCR 负荷区间时，按式（12-2）计算。

$$\alpha_{F,D}=\alpha_F+0.5(0.5-D/D_{BMCR}) \qquad (12\text{-}2)$$

三、设计参数的确定

（一）设计压力

锅炉空气系统的设计压力应按最大运行压力、锅炉总燃料跳闸（MFT）时的风道压力、最低设计压力（±2kPa）确定。具体的风道设计压力的选用方法可详见第二十三章第一节的相关内容。

（二）设计温度

锅炉空气系统的设计温度为锅炉最大连续出力时，介质在设计管段上的最高工作温度。该设计温度应按设备资料及燃烧制粉系统热力计算的结果确定。设计温度的选用方法可详见第二十三章第一节。

（三）设计流速

锅炉空气系统的设计流速可参见第二十三章第一节中的烟风煤粉管道的推荐设计流速。其中，送风机及一次风机进出口冷风道是非金属材质吸风道时应取下限。空气预热器热风再循环风道以及送风机热风送粉系统的二次风道应核算剩余压头后取用，当剩余压头较大时，推荐流速取上限。

四、防爆设计

（一）基本要求

原则上蒸发量为 120t/h 及以上的锅炉，应按机组容量大小和燃料特性配置相应功能的炉膛安全监察保护系统。煤粉锅炉按 DL/T 435《火电厂煤粉锅炉燃烧室防爆规程》中的有关规定执行。燃烧系统连锁保护系统的设计，也应满足该规程中的有关要求。

从送风机出口直至烟囱（引风机入口）之间的烟风系统，凡与炉膛相连通的烟风道必须考虑炉膛爆炸压力的影响。当锅炉在发生炉膛内爆或外爆瞬间达到炉膛结构瞬态设计压力 $p_{F,\ mft}$ 时，炉膛及相连烟风道的任何支撑构件都不致因屈服或弯曲而产生永久变形。当炉膛最大瞬态负压$-p_{F,\ mft}$可能超过炉膛结构瞬态设计负压$[-p_{F,\ mft}]$时，为了使锅炉炉膛发生内爆时的风险降至最小，应采取下列措施的两种或其中一种。

（1）使炉膛和烟道系统的设计压力 $p_{F,\ des}$ 高于引风机在环境温度下的 TB 点能力，此时与设计压力 $p_{F,\ des}$ 对应的材料许用应力及安全系数参照风力和地震负载计算工况取用。

（2）炉膛结构的设计压力按瞬态设计负压 $-p_{F,\ mft}$ 取用，而炉膛的压力控制系统设计应符合 NFPA85《锅炉和燃烧系统防爆规范》中防内爆保护的有关规定。

（二）炉膛防爆设计压力

（1）炉膛设计压力 $p_{F,\ ds}$。炉膛设计压力 $p_{F,\ ds}$ 以炉膛瞬态设计压力 $p_{F,\ mft}$ 为基础按照式（12-3）计算。

$$p_{F,ds}=\frac{p_{F,mft}}{n_s} \qquad (12\text{-}3)$$

式中 $p_{F,ds}$——炉膛结构的设计压力，kPa；

$p_{F,mft}$——在锅炉总燃料跳闸（MFT）时的炉膛瞬态防爆压力，kPa；

n_s——材料按屈服极限确定基本许用应力时的安全系数，对引进型锅炉一般取 1.67。

采用平衡通风时，炉膛设计压力宜按 NFPA85《锅炉和燃烧系统的防爆规则》执行，此时炉膛压力控制系统的设计标准亦应符合 NFPA85 中相关规定。

（2）煤粉炉炉膛结构的瞬态设计压力按下述方法确定。瞬态设计正压$+p_{F,mft}$的标准值取为+8.7kPa（+35"水柱），且不宜高于此值。当瞬态设计正压$+p_{F,mft}$的允许值取决于送风机在环境温度下的选型点（TB 点）能力时，若送风机在环境温度下的 TB 点能力低于+8.7kPa，则炉膛瞬态设计正压至少取为送风机 TB 点风压。若送风机在环境温度下的 TB 点能力高于+8.7kPa，则炉膛瞬态设计正压仍取为+8.7kPa。瞬态设计负压的选取可参考烟气相关章节。

五、系统运行说明

锅炉空气系统的启动、正常运行和停运应按照锅炉厂提供的运行说明进行操作。

（一）启动

在启动之前，应对风机、挡板、空气预热器、制粉系统各设备进行全面检查。

锅炉已准备好点火，汽轮发电机组已准备启动，

凝汽器真空已建立，过热器和再热器等的疏水管阀门已开启；空气预热器投运；引风机、送风机投运；锅炉进行吹扫；锅炉点火，当点火成功，且锅炉已充分预热，满足燃煤条件时投入一次风机、密封风机、磨煤机和给煤机。

（二）正常运行

在机组正常运行时，锅炉控制系统接受负荷指令或主蒸汽压力信号进行控制，并进行下列各项控制以保证机组安全经济运行。

送风机动叶控制：取实测煤量信号与从锅炉控制系统来的信号中大者为控制值。

磨煤机入口热一次风挡板控制：根据设定的风煤比对磨煤机入口热一次风挡板进行调节。

磨煤机入口冷一次风挡板控制：根据设定的磨煤机出口煤粉空气混合物温度值对磨煤机入口冷一次风挡板进行调节。

送风机入口动叶控制：由安装在炉膛出口后的氧化锆氧量测量系统测出的氧量与氧量设定值对送风机入口动叶进行调整。

偏差极限控制：由运行人员投入，用来监视“风煤比”，当达到一定限制值时，发出信号，使给煤机转速下降，风量增加。

一次风机动叶控制：根据设定的一次风母管压力值，对一次风入口动叶进行调节。

二次风挡板、燃尽风挡板控制：根据风箱入口压力的变化调节风门挡板开度，二次风挡板的作用是分配燃烧器各层风箱之间的风量，不能用于调节炉膛总风量。它们的开度与给煤量有关，自动调节无须运行人员干预。

锅炉负荷变化时，及时调整风量、煤量以保持汽温、汽压的稳定。增负荷时，先增加风量，后增加给煤量。减负荷时，先减给煤量，后减风量，其幅度不宜过大，尽量使同层煤粉量一致。负荷变化幅度大时，调给煤量不满足要求时，采用启、停磨煤机的办法。

（三）异常运行

异常运行由下列设备之一故障引起：送风机、引风机、一次风机、空气预热器、电气除尘器。

如果上述设备的任一台（均为两台）退出运行，机组负荷将减到仍在运行设备的最大出力。风机故障引起的机组减负荷过程可自动进行。对其他设备故障引起的减负荷可手动进行。

当一台引风机跳闸时，对应的一台送风机跳闸，两台一次风机和所有磨煤机继续运行，机组负荷自动降到一台送风机和引风机所对应的最大负荷。燃料供给和一次风流量自动减少到相应负荷的需要量。

当一台送风机或一台一次风机跳闸时，所有其他风机和所有磨煤机继续运行，负荷自动降到相应于继续运行的送风机或一次风机的最大负荷。燃料供给和运行风机的流量自动减少到满足相应负荷的需要量。

（四）停机

锅炉正常停炉按锅炉运行说明规定的程序进行。

如果机组在全负荷自动控制状态下运行，要求减负荷至零，且锅炉完全冷却，则正常停炉过程空气系统运行程序如下：

（1）机组逐渐减负荷，与蒸汽流量减少的同时减少燃烧率。

（2）熄火后以30%风量吹扫，时间不少于5min，之后减少风量至最小值，保持风机与空气预热器运行直至冷却到制造厂要求的温度。风机与空气预热器的停运要按照制造厂的要求进行。

第二节　常见系统设计方案

燃煤锅炉的空气系统通常采用平衡通风系统，最常见的设计方案就是如图 12-1 所示的双列辅机配置方式。其冷、热一次风均需设置炉前环形联络管，冷、热二次风均需考虑就近设联络风道，其通流量按30%BMCR风量设计。对于热二次风道，若锅炉厂热二次风箱可以起到联络风道的作用，则可以不单独再设置联络风道。两台冷一次风机出口宜设联络风道，其通流量宜按30%BMCR风量设计。此外，风系统中，对主要风门的设置，宜按DL/T 5240《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规定》中的相关规定执行。所需满足的要求有：送风机、一次风机入口调节挡板门前均不设置隔离门，送风机、一次风机出口均需设风门；风门均宜采用电动门，冷一次风机出口宜为严密风门或带有止回功能；冷一次风炉前联络管引出处（即调温风引出处）宜设一挡板门；冷二次风联络风道上（如有）设一道电动关闭门。两台冷一次风机出口联络风道上设一电动关闭门。

继双列辅机配置方式后，还出现了辅机的单列配置方式。所谓的辅机单列配置是指每台锅炉的空气预热器、一次风机、送风机、引风机采用一台全容量设备。单列辅机锅炉的风系统流程如图 12-2 所示。

此外，直吹式的空气系统中，还包括了风扇磨煤机的锅炉风系统，详见本手册第十一章。

图 12-1　双列辅机锅炉风系统流程图

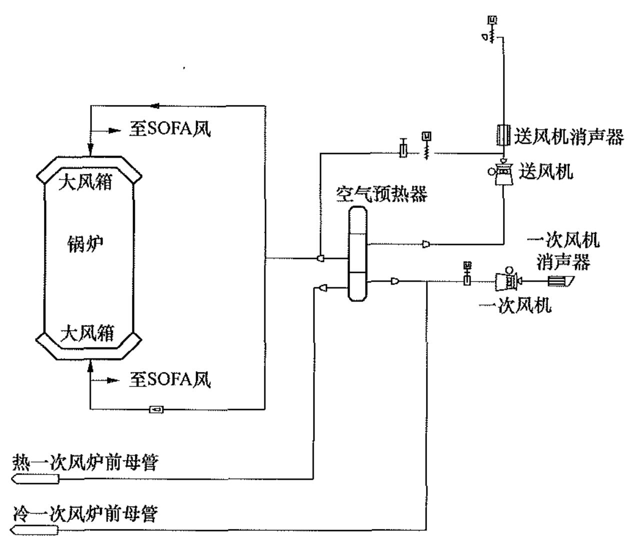


图 12-2　单列辅机锅炉风系统流程图

第三节　联　锁　条　件

一、一次风系统联锁说明

通常一次风由一次风机提供后经空气预热器预热后进入中速磨煤机。一次风机进口风道上装有消音器。一次风机出口装有补偿器和电动隔离挡板。

一次风经三分仓空气预热器预热后，进入磨煤机前的热一次风道母管，并分别经气动插板式隔绝门及电动调节挡板接入每台磨煤机。

空气预热器一次风的出口风道上装设补偿器及电动隔离挡板。

磨煤机调温用冷一次风直接由一次风机出口引来，分别经气动插板式隔绝门及电动调节挡板接入每台磨煤机前一次风进口。

通过磨煤机前热一次风调节挡板和冷一次风调节挡板的自动调节，在混合风道上设有流量测量装置，可使磨煤机进口获得满意的混合风温度和流量。

如工程设置少油点火装置。通常在磨煤机的 A 磨（暂定）入口热一次风道支管上设置有旁路风道，旁路风道装设有蒸汽加热器。在启动阶段，旁路打开，原风道上的隔绝门关闭，一次风经加热后进入磨煤机。旁路风道上装设有隔绝门和调节挡板，正常运行时，旁路关闭。

磨煤机进口的冷一次风调节挡板、热一次风调节挡板、气动插板式隔绝门，当磨煤机启动时即自动开启；当磨煤机故障停运时自动关闭。

一次风机本体联锁及保护如下：

（1）一次风机启动 30s 后开出口挡板。

（2）单台一次风机跳闸后关相应的进口动叶/导叶和出口挡板，空气预热器出口一次风挡板。

（3）停一次风机 5min 后停润滑油泵。

（4）当两台一次风机均投入运行，且一次风管至炉膛差压低（<6.22kPa）信号不存在，发出一次风许可信号至燃烧器控制系统。

（5）当满足以下条件之一时，发出一次风丧失信号：

1）两台一次风机停运，但至少还有一台磨煤机在运行。

2）一次风管至炉膛差压低（<5.0kPa）。

3）一次风管至炉膛差压低（<6.22kPa）且持续时间超过 5s。

（6）当一次风丧失时，报警，并进行磨煤机跳闸。

（7）当全部一次风机停用，延迟 15s，停密封风机。

二、二次风系统联锁说明

二次风由送风机提供后经空气预热器预热，经燃烧器大风箱后进入炉膛。调节风机可变节距动叶来控制通风量和风压。送风机进口风道上装有消音器。

送风机出口风道上装有补偿器和电动隔离挡板。双列辅机的情况下，在该挡板之后装有连接两台风机的联络母管，其通流能力为单台送风机额定出力的 50%。正常运行时，用以平衡两侧二次风风压；当其中一台送风机故障停运时，二次风通过联络母管，仍可使停运送风机对应的空气预热器继续运行（即一台送风机对两台空气预热器运行）。母管上装设一电动隔离挡板，该挡板常开，仅在有一台空气预热器故障停运时才关闭。

采用容克式三分仓回转式空气预热器，一次风和二次风同时在空气预热器内被加热。为防止空气预热器冷端腐蚀，在送风机前的冷风管上接入热风再循环管道，在启动和低负荷运行时以适当提高送风机进风温度。

空气预热器配备有吹灰系统、水冲洗系统和消防灭火系统。

空气预热器出口的二次风（热风）经电动隔离挡板、热风联络母管，流量测量装置分配进入锅炉的燃烧器二次风进口，进入炉膛内。

空气预热器出口热风联络母管：运行时，平衡风压。

为了减少 NO_x 的排放，从锅炉两侧的热二次风管道引出风管作为燃尽风。

送风机本体联锁及保护如下：

（1）送风机启动后，另一台未运行送风机出口挡板自动关闭。

（2）送风机跳闸时关相应的出口挡板，开另一风机出口挡板。

（3）发出启动送风机命令，而送风机并不处于顺控启动状态，10s 后便自动开送风机进、出口挡板。

（4）两台送风机跳闸时，各送风机进口动叶及出口挡板开。

（5）有一台送风机在运行时，送风机出口联络门开。

（6）停送风机 5min 后，停润滑油泵。

（7）启动第二台送风机，两台引风机须均已投入运行。

（8）停用第一台送风机前须确认机组功率不大于 50%；停用第二台送风机应确认一次风机及所有磨煤机已停用，轻油枪已停用。

（9）风机停用后启动按钮自动置闭锁位置。

（10）两台送风机跳闸联锁跳两台引风机。

风机的油泵一用一备，备用泵低油压时联动，风机停运 5min 以上油泵停运，油箱电加热器在油泵运行时，油温小于 30℃，自动投入；油温大于 40℃，电加热器自动停油量低、油压低（或高）、油温低（或高）、油位低或滤网压差大，报警。

第四节　设　计　计　算

本章节主要描述的是燃料的耗量以及燃烧所需要的空气量。和烟气部分相关的计算可参考第十四章节。

一、燃料耗量计算

燃料的耗量计算可以通过式（12-4）～式（12-8）完成。

$$B=\frac{D_{SH}(h_{SH}-h_{f,w})+D_{RH}(h''_{RH}-h'_{RH})+D_{b,w}(h_{b,w}-h_{f,w})+D_{des,s}(h_{f,w}-h_{des,s})^{a}}{Q_{inp}\cdot\eta_{SG}} \tag{12-4}$$

$$Q_{inp}=Q_{net,ar}+Q_{f,s}+Q_{crid}-Q_{dec} \tag{12-5}$$

$$Q_{f,s}=c_f\cdot t_f+Q_{tha} \tag{12-6}$$

若燃煤未经预热，一般可取 $Q_{f,s}$=0；对结冰的来煤则应扣除解冻的热量 Q_{tha}，即

$$Q_{tha}=-3.35\left(M_{ar}-M_{ad}\frac{100-M_{ar}}{100-M_{ad}}\right) \tag{12-7}$$

$$Q_{crid}=c_{a,w}G_a(T_{AH,1}-T_{FD,1}) \tag{12-8}$$

式中　B ——燃料的耗量，kg/s（kg/h）；

D_{SH}——过热蒸汽流量，kg/s（kg/h）；

h_{SH}——过热蒸汽出口比焓，kJ/kg；

$h_{f,w}$——给水比焓，kJ/kg；

D_{RH}——再热蒸汽流量，kg/s（kg/h）；

h'_{RH}、h''_{RH}——再热蒸汽进口和出口比焓，kJ/kg；

$D_{b,w}$——锅炉连续排污流量，kg/s（kg/h）；

$h_{b,w}$——炉水比焓，kJ/kg；

$D_{des.s}$——过热器减温水流量，kg/s（kg/h）；

$h_{des,s}$——过热器减温水比焓，kJ/kg；

（注：a 当减温水由高压加热器后省煤器进口引出时，不计该项热量。）

Q_{inp}——每 kg 燃料送入锅炉的热量，kJ/kg；

η_{SG}——锅炉效率，%；

$Q_{net,ar}$——燃料的低位发热量，kJ/kg；

$Q_{f,s}$——燃料的物理显热，kJ/kg；

Q_{crid}——外来热源加热空气（例如使用暖风器）所带入锅炉的热量，kJ/kg；

c_f——燃料的比热容，kJ/（kg·℃）；

t_f——入炉前的燃料温度，℃；

Q_{tha}——解冻的热量，kJ/kg；

M_{ar}——收到基水分，%；

M_{ad}——空气干燥基固有水分，%；

$c_{a,w}$——空气的平均比热容（按平均温度确定），kJ/（kg·℃）；

G_a——每 kg 燃料所需空气（空气预热器入口处）的质量流量，kg/kg；

$T_{AH,1}$——空气预热器进风温度（即暖风器加热后风温），℃；

$T_{FD,1}$——送风机进口风温（暖风器加热前风温），℃。

锅炉计算燃料消耗量按式（12-9）计算：

$$B_{cal}=B\frac{100-q_4}{100} \tag{12-9}$$

式中 q_4——未完全燃烧机械损失。

二、1kg 煤燃烧的风量计算

（1）理论干空气量按式（12-10）式（12-11）计算。

$$V^0=0.0889(C_{ar}+0.375S_{c,ar})+0.265H_{ar}-0.0333O_{ar} \tag{12-10}$$

$$L^0=0.115(C_{ar}+0.375S_{c,ar})+0.343H_{ar}-0.043O_{ar} \tag{12-11}$$

式中 V^0——标准状态下 1kg 煤完全燃烧所需要的理论干空气量体积值，m³/kg；

C_{ar}——煤收到基含碳量；

$S_{c,ar}$——煤收到基含硫量；

H_{ar}——煤收到基含氢量；

O_{ar}——煤收到基含氧量；

L^0——1kg 煤完全燃烧所需要的理论干空气量质量值，kg/kg。

（2）理论湿空气量按式（12-12）、式（12-13）计算。

$$V_w^0=(1+0.0016d)V^0 \tag{12-12}$$

$$L_w^0=1.293(1+0.001d)V^0=(1+0.001d)L^0 \tag{12-13}$$

式中 V_w^0——标准状态下 1kg 煤完全燃烧所需要的理论湿空气量体积值，m³/kg；

d——空气绝对湿度，g/kg；

L_w^0——1kg 煤完全燃烧所需要的理论湿空气量质量值，kg/kg。

（3）实际干空气量按式（12-14）、式（12-15）计算。

$$V_\alpha^0=\alpha V^0 \tag{12-14}$$

$$L_\alpha^0=\alpha L^0 \tag{12-15}$$

式中 V_α^0——标准状态下 1kg 煤完全燃烧所需要的实际干空气量体积值，m³/kg；

α——过量空气系数；

L_α^0——1kg 煤完全燃烧所需要的实际干空气量质量值，kg/kg。

（4）实际湿空气量按式（12-16）、式（12-17）计算。

$$V_{\alpha,w}^0=\alpha V_w^0=\alpha(1+0.0016d)V^0 \tag{12-16}$$

$$L_{\alpha,w}^0=\alpha L_w^0=\alpha(1+0.001d)L^0 \tag{12-17}$$

式中 $V_{\alpha,w}^0$——标准状态下 1kg 煤完全燃烧所需要的实际湿空气量体积值，m³/kg；

$L_{\alpha,w}^0$——1kg 煤完全燃烧所需要的实际湿空气量质量值，kg/kg。

高湿度地区烟、空气量的计算应按实际适度计算和含湿量计算。一般情况下 d=10g/kg（干空气）。当空气绝对湿度 d 取为 10g/kg（干空气）时，理论湿空气量及实际湿空气量可按式（12-18）～式（12-21）计算：

容积公式：

$$V_w^0=1.016V^0 \tag{12-18}$$

$$V_{\alpha,w}^0=1.016\alpha V^0 \tag{12-19}$$

质量公式：

$$L_w^0=1.01L^0=1.306V^0=1.285V_w^0 \tag{12-20}$$

$$L_{\alpha w}^0=1.01\alpha L^0=1.306\alpha V^0=1.285\alpha V_w^0 \tag{12-21}$$

式中 V_w^0——标准状态下高湿度地区 1kg 煤完全燃烧所需要的理论湿空气量体积值，m³/kg；

$V_{\alpha,w}^0$——标准状态下高湿度地区 1kg 煤完全燃烧所需要的实际湿空气量体积值，

m^3/kg；

L_w^0——高湿度地区 1kg 煤完全燃烧所需要的理论湿空气量质量值，kg/kg；

$L_{\alpha,w}^0$——高湿度地区 1kg 煤完全燃烧所需要的实际湿空气量质量值，kg/kg。

三、锅炉燃烧风量的平衡

送入锅炉炉膛的总风量（包括炉膛的漏风 $\Delta V_F=\Delta\alpha_F V^0$）为 $\alpha_F V^0$（m^3/kg 煤），其风量平衡的构成公式通常如式（12-22）或式（12-23）所示。

$$V_{pri}+V_{sec}+V_{els}+\Delta V_F=V_F \quad (12\text{-}22)$$

或

$$r_{pri}+r_{sec}+r_{els}+\Delta r_F=100\% \quad (12\text{-}23)$$

$$r_{pri}=\frac{V_{pri}}{\alpha_F V^0}\times 100\% \quad (12\text{-}24)$$

$$r_{sec}=\frac{V_{sec}}{\alpha_F V^0}\times 100\% \quad (12\text{-}25)$$

$$\Delta r_F=\frac{\Delta V_F}{\alpha_F V^0}\times 100\% \quad (12\text{-}26)$$

$$r_{els}=\frac{V_{els}}{\alpha_F V^0}\times 100\% \quad (12\text{-}27)$$

式中　V_{pri}，r_{pri}——1kg 煤燃烧所需一次风量及一次风率；

V_{sec}，r_{sec}——1kg 煤燃烧所需二次风量及二次风率；

ΔV_F，Δr_F——1kg 煤燃烧所对应的炉膛漏风量及炉膛漏风率；

V_{els}，r_{els}——1kg 煤燃烧所对应的其他排入风量和排风率。

燃烧风量平衡中的一次风量（风率）取自制粉系统热力计算。其中，一次风量既要满足制粉系统的需要，又要满足燃烧的需要；在直吹式制粉系统中，磨煤机的通风量 $Q_{M,V}$、磨煤机的干燥风量（包括系统漏风）$Q_{M,d}$ 及送入燃烧器的一次风量 Q_{pri} 这三者应取得一致，并首先取决于磨煤机通风量 $Q_{M,V}$ 的要求，再按干燥风量 $Q_{M,d}$ 及燃烧所需一次风率 r_{pri} 要求进行校核。

四、空气预热器进风加热系统的热力计算

（一）空气预热器加热系统的热力计算

1. 空气预热器进风温度的确定

（1）回转式空气预热器的进风温度。回转式空气预热器的进风温度 $t_{AH,1}$ 宜按制造厂推荐的冷端最低平均壁温 t_{AC} 来确定：

$$t_{AH,1}\geqslant 2t_{AC}-t_{ex} \quad (12\text{-}28)$$

式中　t_{AC}——冷端平均壁温，℃；

t_{ex}——未修正的空气预热器排烟温度，℃。

按美国空气预热器公司引进技术制造的燃煤锅炉回转式空气预热器，其冷端平均壁温 t_{AC} 与燃煤含硫量之间的关系如图 12-3 所示，条件为冷端换热元件为耐腐蚀低合金钢（Corten 钢）。

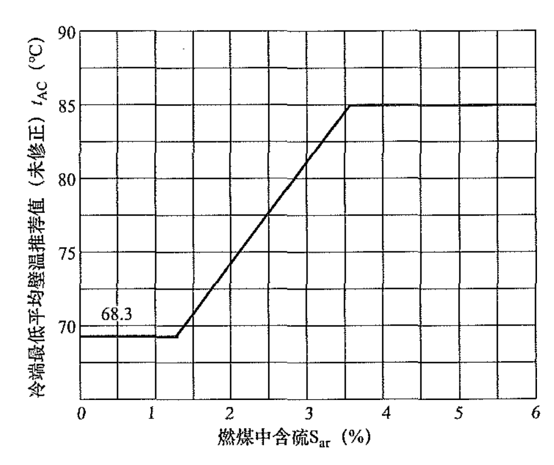


图 12-3　燃煤锅炉空气预热器冷端平均壁温 t_{AC} 与燃煤含硫量关系曲线

对于灰中（CaO+MgO）＞Fe_2O_3 的低热值烟煤和褐煤，在使用图 12-3 中的曲线时，应将含硫量按式（12-29）换算成当量含硫量 S_{eq}。

$$S_{eq}=S_{ar}\cdot\frac{32552}{Q_{gr,ar}} \quad (12\text{-}29)$$

式中　$Q_{gr,ar}$——煤的收到基高位发热量，kJ/kg。

对其他回转式空气预热器产品，应根据制造厂允许的冷端壁温来核算所需的进风温度，冷端壁温可按式（12-30）计算。

额定负荷时：

$$t_{b,min}^0=t_{AH,1}+\frac{\theta_{ex}^0-t_{AH,1}}{1+\dfrac{\alpha_a\tau_a}{\alpha_g\tau_g}}\ ,\ \geqslant[t_{b,min}^0] \quad (12\text{-}30)$$

低负荷时：

$$t_{b,min}=t_{b,min}^0\sqrt[3]{D/D_{BMCR}}\ ,\ \geqslant[t_{b,\ min}] \quad (12\text{-}31)$$

式中　θ_{ex}^0——BMCR 时的排烟温度，℃；

$[t_{b,min}^0]$，$[t_{b,\ min}]$——BMCR、计算负荷下的允许冷端壁温，℃；

α_a，α_g——空气侧和烟气侧放热系数，W/($m^2\cdot$℃)；

τ_a，τ_g——转子在空气通道和烟气通道的停留时间，一般情况下 τ_a/τ_g=0.6～0.7；

D_{BMCR}——锅炉最大连续出力，kg/h；

D——锅炉计算负荷，kg/h。

（2）管式空气预热器的进风温度。管式空气预热器的进风温度 $t_{AH,1}$ 宜按冷端壁温高于烟气露点温度的原则来确定。

$$t_{AH,1}=\left(0.95\frac{\alpha_g}{\alpha_a}+1\right)t_{min}-0.8\frac{\alpha_g}{\alpha_a}\cdot\theta_{ex} \quad (12\text{-}32)$$

$$t_{min}\geqslant t_{DP}+10 \quad (12\text{-}33)$$

式中 t_{min}——空气预热器冷端壁温，℃；

α_g——烟气侧放热系数，W/（m^2·℃）；

α_a——空气侧放热系数，W/（m^2·℃）；

t_{DP}——烟气酸露点温度，℃。

2. 空气预热器进风加热系统容量的选择

空气预热器进风加热系统的设计容量宜满足下列要求：

在最低计算环境温度和 BMCR 工况下能满足空气预热器冷端壁温达到规定值的要求，并留有 20%的裕量；

在锅炉低于 BMCR 负荷工况下，当排烟温度降低致使加热系统所需容量增大时，仍能满足空气预热器冷端安全壁温的要求；

当需要验算锅炉单台送风机运行工况下时，仍能满足空气预热器冷端安全壁温要求时，应考虑单侧空气预热器负荷大于 50%及排烟温度降低所导致加热系统所需容量的增大。

3. 空气预热器的漏风系数

（1）对引进型空气预热器通常采用的漏风指标是漏风率 A_L（%），此时可按照式（12-34）换算成漏风系数$\Delta\alpha_{AH}$。

$$\Delta\alpha_{AH}=\left(\frac{A_L}{100}\right)\times\frac{G'_{AH,g}}{1.306V^0B_{cal}}\approx A_L\cdot\frac{\alpha'}{90} \quad (12\text{-}34)$$

式中 $G'_{AH,g}$——空气预热器入口烟气量，kg/s 或 kg/h；

V^0——1kg 煤燃烧时的理论干空气量，m^3/kg；

B_{cal}——锅炉计算燃煤量，kg/h；

α'——空气预热器入口烟气的过量空气系数。

（2）三分仓空气预热器的漏风率和漏风系数。对三分仓空气预热器通常采用的漏风指标是一次风漏风率 A_{L1}：空气预热器一次风泄漏量和空气预热器入口一次风量的比值。

回转式三分仓空气预热器的一次风漏风率对低水分煤取上限。

空气系统热力计算时还需要取得下列漏风数据：一次风向烟气侧的漏风份额 $R_{p,g}$；一次风向烟气侧的漏风系数 $\Delta\alpha_{p,g}$；二次风向烟气侧的漏风份额 $R_{s,g}$；二次风向烟气侧的漏风系数 $\Delta\alpha_{s,g}$；一次风向二次风侧的漏风系数$\Delta\alpha_{p,s}$。其中一、二次风向烟气侧的漏风系数可用式（12-29）和式（12-30）计算。

$$\Delta\alpha_{p,g}=R_{p,g}\cdot\Delta\alpha_{AH} \quad (12\text{-}35)$$

$$\Delta\alpha_{s,g}=R_{s,g}\cdot\Delta\alpha_{AH} \quad (12\text{-}36)$$

（二）热风再循环加热系统的热力计算

送风机和一次风机的吸风温度 t_{su}，应根据地区、季节和锅炉机组整体布置形式来进行选择。

（1）露天布置锅炉：进行加热计算时，送风机和一次风机的吸风温度可按“冬季采暖室外计算温度”取用。

（2）室内布置炉顶吸风锅炉：进行加热计算时，t_{su}可按“冬季室内炉顶空气温度”选取，一般为 20～30℃。在计算吸风道截面时，为防止风速过高，吸风量宜按夏季室内炉顶空气温度（一般可达 40～50℃）来核算。

热风再循环空气系数β可按式（12-37）计算。

$$\beta_c=\alpha\frac{c_a\cdot t_{AH,1}-c_{aa}(t_{aa}+\Delta t_{FD})}{c_{ha}(t_{ha}-3)-c_a\cdot t_{AH,1}+c_{aa}\cdot\Delta t_{FD}} \quad (12\text{-}37)$$

式中 α——热风再循环前（吸风道内）过量空气系数；

t_{aa}——热风再循环前（吸风道内）空气温度，℃；

$t_{AH,1}$——空气预热器进风温度，℃；

Δt_{FD}——送风机内温升，℃；

t_{ha}——空气预热器出口热风温度，℃；

c_{ha}，c_a，c_{aa}——各温度对应下的空气比热容，kJ/(kg·℃)。

热风再循环系统的通流能力可按式（12-38）进行核算。

$$G_{ha,c}=Z_c\cdot F_c\cdot\rho_{ha,c}\left[\frac{2(p_{ha,c,o}-p_{suc,s})}{(1+\sum\zeta)\rho_{ha,c}}\right]^{1/2}\geqslant 1.306\beta_c\cdot B_{cal}\cdot V^0 \quad (12\text{-}38)$$

$$p_{ha,c,o}=(-p_{F,s})+\Delta p_{Bar,s}+\Delta p_{ha,o}+(-\Delta p_{sv,c}) \quad (12\text{-}39)$$

式中 $G_{ha,c}$——热风再循环风量，kg/h；

F_c——热风再循环管道的截面积，m^2；

Z_c——热风再循环管道的数量；

$\rho_{ha,c}$——热风再循环空气的密度，kg/m^3；

$p_{ha,c,o}$——热风再循环抽取点的静压，Pa；

$p_{suc,s}$——送风机吸风道再循环接口处的静压，Pa；

$p_{F,s}$——燃烧器二次风喷口平均标高处的炉膛压力（负值），Pa；

$\Delta p_{Bar,s}$——燃烧器二次风侧阻力，Pa；

$\Delta p_{ha,o}$——空气预热器二次风出口热风道的阻力，Pa；

$\Delta p_{sv,c}$——热风再循环管道的自主通风压差（负压），Pa；

$\sum\zeta$——热风再循环管系的总阻力系数。

（三）暖风器加热系统的热力计算

1. 暖风器的进风温度 t

当暖风器布置在送风机吸入侧时，进风温度宜按“冬季采暖室外计算温度”取用。当暖风器布置在送风机出口侧时，进风温度宜按送风机吸风温度及送风机内介质温升之和取用。

$$t_{SAH.i}=t_{su}+\Delta t_{FD} \tag{12-40}$$

式中　t_{su}——送风机的吸风温度，℃；

Δt_{FD}——送风机内介质温升，℃。

2. 暖风器设计热负荷

对暖风器设计热负荷 Q_{SAH} 的取用应能覆盖下列三种工况：

（1）额定工况热负荷：

$$Q_{SAH,1}=G_{BMCR}\cdot\rho_a\cdot c_a(t_2''-t_1') \tag{12-41}$$

（2）低负荷工况热负荷（相应于锅炉性能数据表中排烟温度较低、空气预热器进风温度较高的工况）：

$$Q_{SAH,2}=G_i\cdot\rho_a\cdot c_a(t_2''-t_1') \tag{12-42}$$

（3）单台送风机运行工况下，单侧暖风器的热负荷：

$$Q_{SAH,3}=G_F\cdot\rho_a\cdot c_a(t_2''-t_1') \tag{12-43}$$

式中　$Q_{SAH,1}$、$Q_{SAH,2}$、$Q_{SAH,3}$——分别为额定工况暖风器的热负荷、低负荷工况暖风器的热负荷、单台送风机运行工况暖风器的热负荷，kJ/h；

G_{BMCR}、G_i、G_F——分别为 BMCR、低负荷及单台送风机运行工况下的风量，m³/h；

t_1'、t_2''——分别为上述三种工况下的暖风器进风温度和出风温度，℃；

ρ_a——进出口平均风温下的密度，kg/m³；

c_a——进出口平均风温下的空气比定压热容，kJ/（kg·℃）。

3. 暖风器的蒸汽参数

暖风器的蒸汽工作压力应根据热力计算要求进行优选。为了节省汽耗并减少疏水热损失。除供冷炉制粉专用的暖风器外，对一般暖风器宜取用较低时基本工作压力（0.3～0.4MPa）。暖风器的供汽汽源压力应较基本工作压力留有一定裕量，以便适应高峰热负荷工况的需要。

4. 暖风器受热面积的计算

暖风器受热面积的计算一般由暖风器制造厂家进行。当需要进行核算时可参照式（12-44）～式（12-49）方法。

（1）暖风器的计算受热面积 F_1。

$$F_1=\frac{Q_{SAH}}{K_{SAH}\times\Delta t_m} \tag{12-44}$$

$$\Delta t_m=\frac{t_2''-t_2'}{\ln\frac{t_s-t_2'}{t_s-t_2''}} \tag{12-45}$$

水平布置鳍片管簇　$K_{SAH}=121.88\,w_1^{0.8}$　(12-46)

垂直布置鳍片管簇　$K_{SAH}=127.7\,w_1^{0.84}$　(12-47)

$$w_1=\frac{G_{20}}{3600f_1} \tag{12-48}$$

式中　F_1——暖风器的计算受热面积，m²；

Q_{SAH}——暖风器设计热负荷；

Δt_m——对数平均温压，℃；

K_{SAH}——暖风器传热系数，kJ/（m²·h℃）；

t_s——暖风器进口蒸汽（调压阀后）的饱和温度，℃；

w_1——迎风面风速，m/s；

G_{20}——暖风器在进风温度 20℃时的风量，m³/h；

f_1——迎风面积，查规格特性表，m²。

（2）暖风器的选用受热面积 F_2。

$$F_2=\beta_s\cdot F_1 \tag{12-49}$$

式中　F_2——暖风器的选用受热面积，m²；

β_s——安全系数，取为 1.20～1.25。

5. 暖风器的阻力确定

暖风器的阻力按式（12-50）确定。

$$\sum\Delta p_{SAH}=n_S\cdot\Delta p_S \tag{12-50}$$

式中　$\sum\Delta p_{SAH}$——暖风器风侧阻力，Pa；

n_S——暖风器管排总数；

Δp_S——单排管子阻力［一般由暖风器厂家提供，当需要进行核算时，可参照式（12-51）。同时为节约能耗，设计中对所选暖风器的计算阻力不宜大于 490Pa］，Pa。

$$\Delta p_S=7.355\,w_1^{1.51} \tag{12-51}$$

6. 暖风器的加热蒸汽消耗量

暖风器的加热蒸汽消耗量按式（12-52）计算

$$D_{SAH}=\frac{Q_{SAH}}{(h''-h'-4.187\Delta t_s)\eta} \tag{12-52}$$

式中　D_{SAH}——暖风器加热蒸汽消耗量，kg/h；

h''——暖风器进口蒸汽比焓，kJ/kg；

h'——暖风器出口饱和水比焓，kJ/kg；

Δt_s——暖风器疏水的过冷度（疏水过冷度根据蒸汽初参数及调节方式来选择，一般为 5～30℃，当采用疏水侧调节方式时，过冷度宜采用上限值），℃；

η——传热效率，一般可取 0.98。

第五节　设　备　选　型

本节主要描述和空气系统相关的设备选型，主要是一次风机、送风机和引风机。

一、风机的选取

风机的选取需要考虑风机的类型、台数、风量、风压、转速等。下列是关于三大风机的选型描述。

（一）冷一次风机

正压直吹式制粉系统采用三分仓空气预热器时，冷一次风机宜采用动叶可调轴流式风机或高效离心式风机。当采用单速离心风机时，可配置调速装置。锅炉容量 440t/h 级及以下设置 1 台一次风机，大容量机组一般设置两台一次风机，不设备用。

一次风机的基本风量按设计煤种计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时所需的一次风量、制造厂保证的空气预热器运行一年后的一次风侧的漏风量，加上需由一次风机提供的制粉系统密封风量（按全部磨煤机）。一次风机的基本压头按设计煤种及锅炉最大连续蒸发量工况时与磨煤机投运台数相匹配的运行参数计算。一次风机的风量裕量宜为 20%～30%，另加温度裕量（可按"夏季通风室外计算温度"确定），风机的压头裕量为 20%～30%。在确定风机选型点压头时宜以空气预热器出口为分界，分段取用风量裕量及压头裕量，对空气预热器出口前区取高限裕量，下游区间取低限裕量，且不重复计算磨煤机本体阻力的制造厂裕量。

一次风机宜选用较高的转速，宜选 1500r/min。

（二）送风机

大容量锅炉的送风机宜选用动叶可调轴流式风机或高效离心式风机。当采用离心风机时，可采用调速风机。锅炉容量 440t/h 级及以下可采用高效离心风机。送风机台数选择原则和一次风机一致。

送风机的基本风量按设计煤种计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时所需的空气量及制造厂保证的空气预热器运行一年后的送风侧的漏风量。送风机的基本压头按设计煤种及锅炉最大连续蒸发量工况计算，应包括锅炉厂保证的锅炉本体空气侧阻力（含自生通风）系统阻力及燃烧器处炉膛静压（为负值）。对于三分仓空气预热器系统，送风机的风量裕量宜不低于 5%，另加温度裕量（可按"夏季通风室外计算温度"确定）。送风机的压头裕量宜不低于 15%，在计算风机压头裕量的基本风压时不包括自生通风及炉膛负压。当送风机出口接有冷一次风机时，风量裕量应分开计算。一次风部分风量裕量按一次风的计算方式，送风机的风量裕量宜不低于 10%。当空气预热器进风采用热风再循环加热方式时，基本风量中应另加再循环风量。

送风机也应选用较高的转速，通常对离心式送风机宜选择 750～1000r/min，轴流式送风机宜选择 1000～1500r/min。

二、风机的选型计算

（一）计算工况

通常按：①TB 点（表征风机最大工作点）；②100%负荷（表征风机额定工作点）相应于锅炉 BMCR 工况；③最低稳燃负荷工况点防止失速设计工况；④单台风机最大运行工况点（表征风机最大轴功率点）等这几个工况点列出风机选型参数表。

（二）基本参数

风机选型中的基本参数应按空气系统热力计算及空气动力计算结果来确定。表 12-2 为典型的计算方式。

表 12-2　锅炉送、一次风机选型中基点参数的典型计算方法

项目	风机	计　算　公　式
风机容量	送风机	（1）两分仓空气预热器系统中的送风机：$$Q_{cal}=\frac{B_{cal}}{Z}(\alpha_F-\Delta\alpha_F-\Delta\alpha_{pul}+\Delta\alpha_{AH})V^0(1+0.0016d)\frac{T_{FD}}{273}\cdot\frac{101.3}{p_a}$$
		（2）三分仓空气预热器配正压直吹制粉系统中的送风机：$$Q_{cal}=\frac{1}{Z}[B_{cal}(\alpha_F-\Delta\alpha_F+\Delta\alpha_{AH})V^0(1+0.0016d)-V_{pri}-(\Delta V_{AH,pg}+\Delta V_{AH,ps})]\frac{T_{FD}}{273}\cdot\frac{101.3}{p_a}$$ 对正压直吹制粉系统，V_{pri} 即磨煤机通风量

续表

项目	风机	计 算 公 式
风机容量	一次风机	三分仓空气预热器配正压直吹制粉系统中的冷一次风机： $$Q_{cal}=\frac{1}{Z}\left[\left(V_{pri}-Z_M\frac{Q_{MS}}{\rho_s}\right)\frac{1-R_{AH,12}(A_{L1}/100)}{1-(A_{L1}/100)}+\frac{Q_s}{\rho_s}\right]\cdot\frac{T_{FD}}{273}\cdot\frac{101.3}{p_a}$$
	式中　Q_{cal}——风机选型计算中的基本风量，m^3/s； B_{cal}——锅炉 BMCR 工况下的计算燃煤量，kg/（s·台炉）； Z——风机台数； α_F——炉膛出口处过量空气系数； $\Delta\alpha_F$——炉膛漏风系数； $\Delta\alpha_{pal}$——制粉系统漏风系数； $\Delta\alpha_{AH}$——空气预热器漏风系数； V_{pri}——一次风量，m^3/（s·台炉）； $\Delta V_{AH,Pg}$——三分仓空气预热器一次风侧向烟气侧的漏风量，kg/（s·台炉）； $\Delta V_{AH,ps}$——三分仓空气预热器一次风侧向二次风侧的漏风量，kg/（s·台炉）； p_a——环境压力，kPa； T_{FD}——送风机的吸风温度，K； T_{PA}——冷一次风机的吸风温度，K； r_{pri}——一次风率； A_{L1}——三分仓空气预热器一次风漏风率，%； $R_{AH,12}$——空气预热器调温旁路风比例； Q_{MS}——磨煤机净密封风风量，kg/（s·台炉）； Q_s——磨煤机原密封风风量，kg/（s·台炉）； ρ_s——密封风密度，kg/m^3	
风机压头	送风机	$$H_{cal}=\sum\Delta h_{FA}\pm\sum h_c-h_{B,SO}$$ 式中　H_{cal}——风机选型计算中的基本压头，Pa； $\sum\Delta h_{FA}$——BMCR 工况下空气侧的总阻力，Pa； $\sum h_c$——空气侧自生通风力总和，气流向上时为（−），Pa； $h_{B,SO}$——空气进入炉膛处的负压，Pa。 对 Π 形炉有：$h_{B,SO}$=20+9.5ΔZ_{QF} ΔZ_{QF}——燃烧器与炉膛上部负压侧点处标高差，m
	一次冷风机	$$H_{cal}=\left(\sum h_{pul}+\Delta h_{AH}+\sum h_{PA}\right)\pm\sum h_c-h_{B,SO}$$ 式中　$\sum h_{pul}$——煤粉管道的总阻力，Pa； Δh_{AH}——BMCR 工况下，空气预热器空气侧阻力，Pa； $\sum h_{PA}$——BMCR 工况下，一次风道阻力，Pa

注　1. 当送风机、一次风机有热风再循环时，风机容量应再乘以（1+X），X 为再循环份额。

2. 系统阻力均按当地气压条件进行计算或修正。

3. 当按风机标准系列规格选择风机规格时，须将选型计算参数折算成制造厂的设计条件，即将上述计算压头再乘以系数 K_r，其计算公式见式（12-53）。

$$K_r = \frac{\rho_r}{\rho} \cdot \frac{T}{T_r} \cdot \frac{p_r}{p}$$

$$\left(一般情况下有 K_r = \frac{1.293}{\rho} \cdot \frac{T}{T_r} \cdot \frac{101.3}{p} \right) \quad (12\text{-}53)$$

式中　T, T_r——选型计算温度和制造厂的介质温度，K；

ρ, ρ_r——选型计算密度和制造厂的介质密度，kg/m^3；

p, p_r——选型计算的介质压力和制造厂的介质压力，kPa。

但计算电动机功率时，须按所选择本规格中的风机轴功率再除以系数 K_r。

（三）风机参数的确定

1. 风量

风机的风量应以实际吸入状态下的容积流量 Q（m^3/s 或 m^3/h）来表示。当以空气系统热力计算中的质量流量 G（kg/s 或 kg/h）作为风机招标基准时，必须同时规定供换算到容积流量所需的实际介质密度 ρ_{sa} 或规定相关的换算条件，以便统一风机选型中的风量数据。详见式（12-54）。

$$Q = \frac{G}{\rho_{sa}} = \frac{G}{\rho_{so}} \cdot \frac{273 + t_{sa}}{273} \cdot \frac{101.3}{101.3 \pm p_{st}} \quad (12\text{-}54)$$

式中　Q——风机技术规范中的风量体积流量，m^3/s（m^3/h）；

G——按空气系统热力计算所确定的风量质量流量，kg/s（kg/h）；

ρ_{sa}——风机吸入状态下的介质密度，kg/m^3；

ρ_{so}——按空气系统热力计算所确定的介质标准密度，kg/m^3；

t_{sa}——风机吸入部位的介质温度，℃；

p_{st}——风机吸入部位的介质静压，对送风机和一次风机通常也取负值（-），kPa。

2. 密度

风机选型中的介质密度应以实际吸入状态下的密度 ρ_{sa} 来表示。对空气系统热力计算所提供的介质标准密度 ρ_{so} 应按式（12-54）进行换算。

3. 压头

风机技术规范中的压头应以实际吸入状态下所能达到的风机全压头来表示；故对风机压头及工作密度宜同时加以标注。

4. 介质湿度

送风机的吸入风量及吸入密度均应以湿空气为基准。若风机招标文件中要求按当地气象条件中的相对湿度 φ（%）作为湿空气计算条件时，可按式（12-55）来确定空气含湿量 d（g/kg），但应注意与空气系统热力计算之间的协调。

$$d = 621.81 \frac{\frac{\varphi}{100}(p_b)_0}{p_{act} - \frac{\varphi}{100}(p_b)_0} \quad (12\text{-}55)$$

式中　φ——按干、湿球温度查得的空气相对湿度，%；

p_{act}——当地大气压，Pa；

$(p_b)_0$——在 t_0 温度下的水蒸气饱和压力，Pa；

t_0——空气温度，℃。

在 0～50℃范围内（p_b）$_0$ 可按式（12-56）确定

$$(p_b)_0 = 611.7927 + 42.7809 t_0 + 1.6883 t_0^2 + 1.2079 \times 10^{-2} t_0^3 + 6.1637 \times 10^{-4} t_0^4 \quad (12\text{-}56)$$

（四）选型参数

风机的参数选型主要包括流量和压头的选取，计算公式见式（12-57）、式（12-58）。

流量
$$Q_s = \left(1 + \frac{K_Q}{100}\right) Q_{cal} \quad (12\text{-}57)$$

压头
$$H_s = K_r \left[\left(1 + \frac{K_H}{100}\right)\left(H_{cal} + h_{B,SO}\right) - h_{B,SO} \right] \quad (12\text{-}58)$$

式中　Q_{cal}——经过气压修正的基本计算烟风量，m^3/h；

H_{cal}——经过气压修正的系统基点计算阻力，Pa；

$h_{B,SO}$——空气进入炉膛处的负压，Pa；

K_Q，K_H——流量裕量与压头裕量，在确定 TB 点参数时按表 12-3 取用；对其他工况时，均取为 1.0；

K_r——当风机实际介质密度与风机制造厂产品设计的介质密度不同时所需考虑的介质密度修正系数，计算公式见式（12-53），K_r 在选择系列产品（如 G、Y、4-73 型送风机、引风机）时需进行计算。

表 12-3　　空气系统风机流量裕量和压头裕量推荐值

风机名称	锅炉空气预热器及制粉系统形式	流量裕量 K_Q ①		压头裕量 K_H
		质量裕量	温度裕量②	
冷一次风机	三分仓空气式预热器配正压直吹式制粉系统	20%～30%*	按“夏季通风室外计算温度”确定	20%～30%
冷一次风机（与送风机串联运行时）		20%～30%*		25%～35%
冷一次风机	三分仓空气预热器配储仓式制粉系统	20%		25%
送风机	三分仓空气预热器	5%～10%**		15%～20%
送风机（与一次风机串联运行时）	三分仓空气预热器	≥10%		≥20%
送风机	两分仓或管箱式空气预热器	10%		20%

① 流量裕量为质量裕量与温度裕量两者之和。

② 温度裕量=（273+风机选型参数中的进风温度）/（273+风机基本风量计算中的进风温度）。

* 空气预热器漏风率小于 5%时取下限，漏风率不大于 8%时取上限。

** 三分仓空气预热器漏风分配中，当从一次风侧漏入二次风侧的漏风量大于二次风侧漏入烟气侧的漏风量时，可取下限，反之应取上限。

（五）选型点及工作点与风机特征曲线匹配合理性的校核

风机选型计算中应对拟选风机的特性曲线与不同计算工况下的烟风系统阻力特性（含静压）曲线进行合成，以检验选型点及工作点与所选风机特性曲线的匹配是否合理，通常应检验下列要求：

（1）工作稳定性：锅炉低负荷运行区间，风机应运行在稳定区。

（2）运行经济性：锅炉额定负荷工况下风机处于高效率区，并根据机组运行方式，校核锅炉变工况区间风机的经济性。

（3）并联运行风机工作的可靠性：对并联运行的轴流式风机还应进行启动工况下并联风机与管网合成特性曲线的校验，使第二台风机的启动过程线位于风机失速线以下。

（4）变工况及异常工况工作点的校核：风机在各种变工况下的工作点均应位于风机特性曲线失速点右侧的下降段。

三、风机的电动机功率计算

（一）轴功率计算

轴功率计算见式（12-59）。

$$P_S = \frac{Q_S \cdot H \cdot \phi_p}{1000 \cdot \eta_F \cdot \eta_m} \times \frac{1}{K_r} \qquad (12\text{-}59)$$

式中　P_S——轴功率，kW；

Q_S——风机入口流量，m^3/s；

H——风机全压，Pa；

η_m——风机机械效率，可取 0.98；

η_F——风机空气动力效率，应先根据 Q、H 和由制造厂提供的 Q-H 特性曲线确定导向器开度或叶片角度，再查取相应的效率 η_F 值；

K_r——制造厂样本功率数据换算系数；

ϕ_p——气体压缩系数。

对压比不大于 1.07 的中低压风机，气体压缩系数计算公式见式（12-60）。

$$\phi_p = 1 - 0.36\frac{H}{p_1}，（当 H \leqslant 3000Pa 时，取 \phi_p = 1.0） \qquad (12\text{-}60)$$

对压比大于 1.07 的高压风机，气体压缩系数计算公式见式（12-61）。

$$\phi_p = \frac{K}{K-1} \cdot \frac{p_1}{H}\left[\left(1+\frac{H}{p_1}\right)^{\frac{K-1}{K}} - 1\right] \qquad (12\text{-}61)$$

式中　K——气体绝热指数，对于空气 $K=1.4$；

p_1——风机入口绝对压力，Pa。

(二)电动机功率

电动机功率计算见式(12-62)。

$$P_e=\beta_v \cdot N_s \tag{12-62}$$

式中 β_v——电动机功率裕量,按电动机启动条件取用,一般不小于1.05。

此外,还需进行电动机启动条件核算。当选用电动机的功率或使用条件与制造厂配套功率不符时(如高海拔地区,按实际轴功率计算来选用的电动机规格将明显小于制造厂标准产品系列表中的配套电动机),应按启动条件核算其容量。可请制造厂核算确认。

第十三章

空气系统设计（中间储仓式）

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

（一）设计范围

中间储仓式燃烧空气系统的设计范围包括风机吸风口至炉膛和制粉系统的冷热风系统，以及相应的辅助系统如冷炉制粉系统、热风再循环系统、燃烧器冷却风系统等。

中间储仓式燃烧空气系统的主要设备包括：送风机、一次风机等。

（二）系统功能

中间储仓式燃烧空气系统的功能是实现锅炉炉膛的平衡通风，组织煤粉和空气在炉膛燃烧，向制粉系统提供制粉干燥介质、向送粉系统提供煤粉输送介质、向炉膛提供支持燃烧用空气。

二、对原始输入条件的基本要求

火力发电厂中间储仓式燃烧系统的设计通常需要先取得以下原始资料：

（一）煤质资料

煤质资料主要用于燃烧系统形式的拟定、风机及辅助设备的选型计算、燃烧系统的热力计算等，应包括的数据参见第九章第一节的相关内容。

（二）锅炉热力系统参数

（1）计算工况下的蒸汽、炉水和给水的热力参数（包括流量、比焓），由锅炉厂提供，并与汽轮机厂相应工况的热平衡图一致。

（2）锅炉燃烧系统参数见表13-1。

表 13-1　　锅炉燃烧系统参数

序号	项　目	符号	单位	主要用途
1	燃料消耗量	B	t/h	燃烧系统热力计算，风机选型计算
2	锅炉固体未完全燃烧损失	q_4	%	
3	冷一次风温度	t_{la}	℃	
4	热一次风温度	t'_{ha}	℃	
5	冷二次风温度	t_{sa}	℃	
6	热二次风温度	t'_{sa}	℃	
7	排烟温度	t_g	℃	
8	锅炉一次风率	r_{pa}	%	
9	锅炉二次风率	r_{sa}	%	
10	锅炉三次风率	r_{ta}	%	
11	一次风向烟气侧的漏风系数	$R_{p,g}$	%	
12	二次风向烟气侧的漏风系数	$R_{s,g}$	%	
13	一次风向二次侧的漏风系数	$R_{p,s}$	%	

（3）锅炉炉膛出口过量空气系数，锅炉及烟道的漏风系数，参见第十二章的相关内容。

三、煤和煤粉的特性

与制粉系统有关的煤和煤粉的特性、计算和换算方法参见第九章的相关内容。

四、燃烧系统设计参数的确定

有关风道的设计压力、设计温度和设计流速的规定参见第二十三章的相关内容。

五、防爆设计

与燃烧系统有关的规定参见第十二章的相关内容。

六、系统运行说明

锅炉燃烧系统的启动和停止程序是锅炉及汽轮发电机启动和停止程序中不可分割的一部分，下面以一台典型的300MW机组中间储仓式热风送粉燃烧系统为例，介绍燃烧系统的运行程序和故障处理方法。

（一）启动

冷态下的汽包锅炉启动一般应采用滑参数启动。

锅炉点火前投入静电除尘器的振打装置。点火启动中，应先点油，后投粉。油燃烧器点火前，炉膛应以不小于30%的额定负荷风量通风5～10min。点火后的油枪必须雾化良好，对称投运，加强监视，根据燃烧及温升情况及时切换，严禁油枪雾化不良或漏油运行，并及时进行空气预热器吹灰。

条件成熟时，尽量使用少油点火等先进技术，节约燃油。

热风温度达到200℃以后，方可启动制粉系统。达到锅炉启动时投粉所具备的条件后方可投粉。燃用无烟煤时，热风温度需要达到更高些时才能启动制粉系统。

锅炉投粉后应监视煤粉入炉后的着火情况。根据情况进行燃烧调整，保证炉内燃烧工况稳定，燃烧完全。应监视乏气入炉后的着火情况，必要时加大燃油量，提高乏气燃尽率。

锅炉投粉后，若发现煤粉气流不着火，应立即停止投粉，加强通风5～10min，待提高炉膛温度后再投。如两次投粉不着火，应停止投粉，分析原因，严禁盲目试投。

投粉时给粉机应对称投运。投粉后应调整一、二次风量在设计范围内，合理调整风、煤比例，保持炉膛压力，维持燃烧氧量符合要求。

在启动过程中，锅炉投粉后应适时投入电气除尘器的各电场运行。烟囱烟尘排放量应符合环保要求。

为防止空气预热器受热面低温腐蚀，应根据实际情况，及时投入暖风器运行，有热风再循环系统的可以投用热风再循环。

（二）正常运行

锅炉正常燃烧时，燃料的着火距离适中，火焰稳定，且均匀地充满燃烧室，不应直接冲刷水冷壁。各段两侧烟温偏差不超过设计值。尽量减少不完全燃烧损失，以提高锅炉运行的经济性，保持过热器、再热器不超温。

锅炉良好燃烧应具备的条件包括：

（1）燃用煤种与设计煤种应相符。

（2）供给燃料完全燃烧所必需的空气量。

（3）维持适当高的炉膛温度。

（4）合理的一、二、三次风配比及良好的炉内空气动力工况。

（5）合格的煤粉细度。

燃烧调整的要求：

1. 风量的调整

正常运行时，及时调整送风机、引风机风量，维持正常的炉膛压力，锅炉上部不向外冒烟气；炉膛出口的过量空气系数，应根据不同燃料的燃烧试验确定，烟气中的最佳含氧量应由调整试验确定；各部漏风率符合设计要求。

值班人员应确知炉前燃料的种类及其主要成分（挥发分、水分、灰分、燃油种类）、发热量和灰熔点。不同燃料通过调整试验确定合理的一、二、三次风率、风速，控制调整一、二、三次风压，达到配风要求，组织炉内良好的燃烧工况。当锅炉增加负荷时，应先增加风量，随之增加燃料量；反之，锅炉减负荷时应先减少燃料量，后减少风量，并加强风量和燃料量的协调配合。

2. 燃料量的调整

负荷变化不大时，通过调整给粉机转速的方法即可满足负荷的需要；负荷变化较大时，通过投停给粉机的方法满足负荷需要。

3. 煤粉燃烧器的组合方式

在锅炉正常运行中，煤粉燃烧器应逐只对称投入或停用，四角布置、切圆燃烧的锅炉严禁煤粉燃烧器缺角运行；低负荷运行时，尽量少投煤粉燃烧器，保持较高的煤粉浓度，且煤粉燃烧器尽量避免脱层运行；煤粉燃烧器投用后及时进行风量调整，确保煤粉燃烧完全。

（三）不正常运行

1. 事故紧急停炉的处理

（1）将自动切换至手动操作。

（2）立即停止向炉膛供给所有燃料，锅炉熄灭。

（3）保持汽包水位、关闭减温水阀。直流锅炉应停止向锅炉进水。

（4）维持额定风量的30%，保持炉膛压力正常，

进行通风吹扫。若引风机、送风机故障跳闸时，应消除故障后启动引风机、送风机通风吹扫。燃煤锅炉通风时间不少于 5min，燃油或燃气锅炉通风时间不少于 10min（若因尾部烟道二次燃烧停炉时，禁止通风。若炉管爆破停炉时，应保留一台引风机运行）。

2. 锅炉灭火的处理

（1）锅炉灭火按紧急停炉处理。

（2）查明灭火原因并消除后，按热态启动重新点火。

3. 尾部烟道二次燃烧的处理

当发现尾部烟温不正常地升高时，应首先查明原因，加强燃烧调整，对受热面进行蒸汽吹灰。当确认烟道二次燃烧时，应紧急停炉，停止引风机、送风机，严密关闭各烟、风门及挡板，严禁通风。投入烟道蒸汽灭火，必要时进行喷水灭火。待尾部烟道各段烟温正常后，打开检查孔，检查设备损坏情况。同时对着火侧和未着火侧回转式空气预热器进行彻底检查、清理。符合启动条件后，方可重新点火启动。

4. 厂用电中断的处理

高压厂用电源部分中断，未造成锅炉灭火时，应根据单侧引风机、送风机所能保持的负荷，迅速调整好燃烧（直流锅炉应保持煤、水、风比例正常）。控制各参数正常。

低压厂用电源部分中断未造成锅炉灭火时，调整好燃烧，保持各参数稳定，尽快恢复电源。

厂用电源中断造成锅炉灭火时，应按锅炉灭火处理。停炉后：

（1）将跳闸设备开关复位。

（2）投入回转式空气预热器盘车，保持其转动状态。

（3）待电源恢复后，重新点火。

（四）停机

原煤仓的原煤和煤粉仓的粉位符合停炉要求，根据停炉时间在现场规程中具体规定。

随锅炉负荷降低，及时调整送风机、引风机风量，保证一、二、三次风的协调配合，保持燃烧稳定。根据负荷及燃烧情况，将有关自动控制系统退出运行或进行重新设定，适时投油，稳定燃烧。

根据煤仓煤位和粉仓粉位情况，适时停用部分磨煤机；根据负荷情况，停用部分给粉机。停用磨煤机前，应将该制粉系统余粉抽净，停用给粉机后将一次风系统吹扫干净，然后停用排粉机或一次风机。

停用后的煤粉燃烧器应将相应的二次风门关小，停炉后关闭。

锅炉熄火后，维持正常的炉膛压力及 30%以上额定负荷的风量，进行炉膛通风，吹扫 5～10min 后停止送风机、引风机、暖风器，关闭烟、风系统的有关挡板。保持回转式空气预热器及点火、火焰检测装置、冷却风机运行，待温度符合要求时，停止其运行。

第二节　常用系统设计方案

中间储仓式燃烧空气系统是组织煤粉和空气在炉膛燃烧，向制粉系统提供制粉干燥介质、向送粉系统提供煤粉输送介质、向炉膛提供支持燃烧用空气所需要的设备与相应的空气及辅助管道的系统。与直吹式燃烧系统相比，中间储仓式燃烧系统的制粉干燥空气既可以由单独设置一次风机提供，也可以由送风机提供；根据制粉系统的不同，煤粉输送介质既可以采用空气，也可以采用磨煤机干燥燃煤以后的乏气。根据是否单独设置一次风机和相应空气预热器的形式，可以分为二分仓空气预热器系统、三分仓空气预热器系统。通常 200MW 及以上容量的机组，采用三分仓空气预热器系统，单独设置一次风机和送风机，以提高系统的经济性。200MW 以下容量机组采用二分仓空气预热器系统，只设置送风机。

一、中间储仓式三分仓空气预热器热风送粉燃烧系统

空气预热器利用锅炉尾部烟气的热量加热燃料燃烧所需空气以提高锅炉效率的热交换设备，将进入锅炉前的空气预热到一定温度，用于提高锅炉的热交换性能，降低能量消耗。空气预热器可分为管箱式、回转式两种，其中回转式又分为风罩回转式和受热面回转式两种。目前电站锅炉较常采用受热面回转式空气预热器。在锅炉中的应用一般为两分仓、三分仓式，两分仓空气预热器分为烟气和空气两个通道，三分仓空气预热器则分为一次风、二次风和烟气三个通道。

对于中间储仓式热风送粉系统，宜优先选用冷一次风机配三分仓空气预热器（或分隔式管式）系统，如图 13-1 所示。系统设有单独的一次风机用于输送煤粉，送风机用于向炉膛提供燃烧空气（二次风）和向制粉系统提供干燥介质。由于输送煤粉的一次风和燃烧需要的二次风风压相差很大，设置单独的一次风机和送风机有利于提高运行经济性，也便于运行中独立调节。大容量机组（100MW 以上）采用中间储仓式热风送粉系统时通常采用这种燃烧系统，配回转式空气预热器。当小容量机组采用中间储仓式三分仓空气预热器燃烧系统，回转式空气预热器选型困难时，可考虑采用分隔式管式空气预热器。

二、中间储仓式二分仓空气预热器乏气送粉燃烧系统

对于中间储仓式乏气送粉系统，由于不需要单独的一次风作为煤粉输送介质，因此通常采用二分仓回转式空气预热器或常规管式空气预热器匹配，如图 13-2 所示。送风机出口的冷空气经空气预热器加热后，向磨煤机提供干燥介质和向炉膛提供燃烧空气。输送煤粉的介质由排粉风机出口的乏气承担。

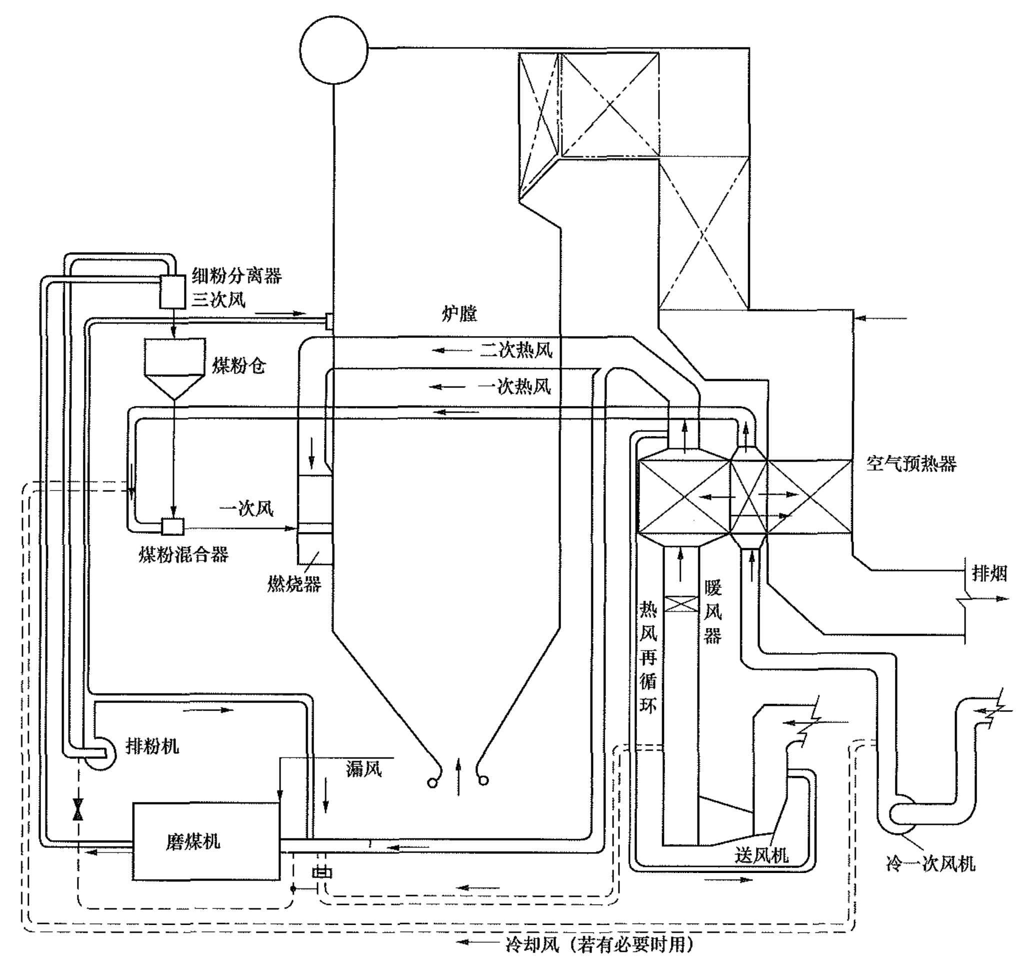


图 13-1 中间储仓式三分仓空气预热器热风送粉燃烧系统图

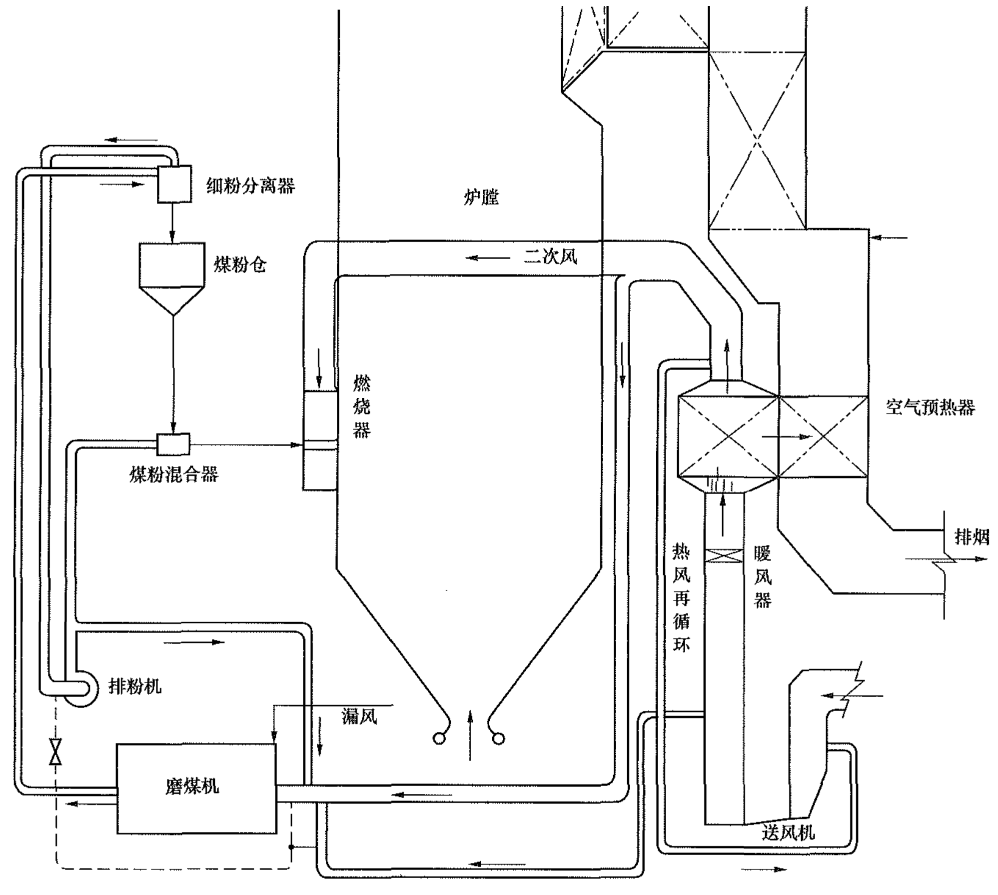


图 13-2 中间储仓式二分仓空气预热器乏气送粉燃烧系统图

三、中间储仓式二分仓空气预热器热风送粉燃烧系统

小容量机组采用中间储仓式热风送粉燃烧系统，当选择三分仓空气预热器困难或不经济时，也可以采用二分仓空气预热器系统，只设1台或2台送风机担任输送煤粉和提供燃烧空气的功能。这种系统送风机的风压设计较高，经过空气预热器加热后的热风分为三个支路：一路去磨煤机提供干燥用空气，一路送往炉膛作为燃烧空气的二次风，另一路去往煤粉混合器，作为输送煤粉的介质。在三个支路上需要分别设置调节风门，以合理地分配风量。

四、典型的系统流程图

图13-3为一台典型的300MW中间储仓式热风送粉燃烧系统流程图，锅炉采用三分仓回转式空气预热器，每台机组配置2台送风机、2台引风机和2台一次风机，送风机用于向炉膛提供燃烧空气（二次风）和向制粉系统提供干燥介质，单独的一次风机用于输送煤粉。

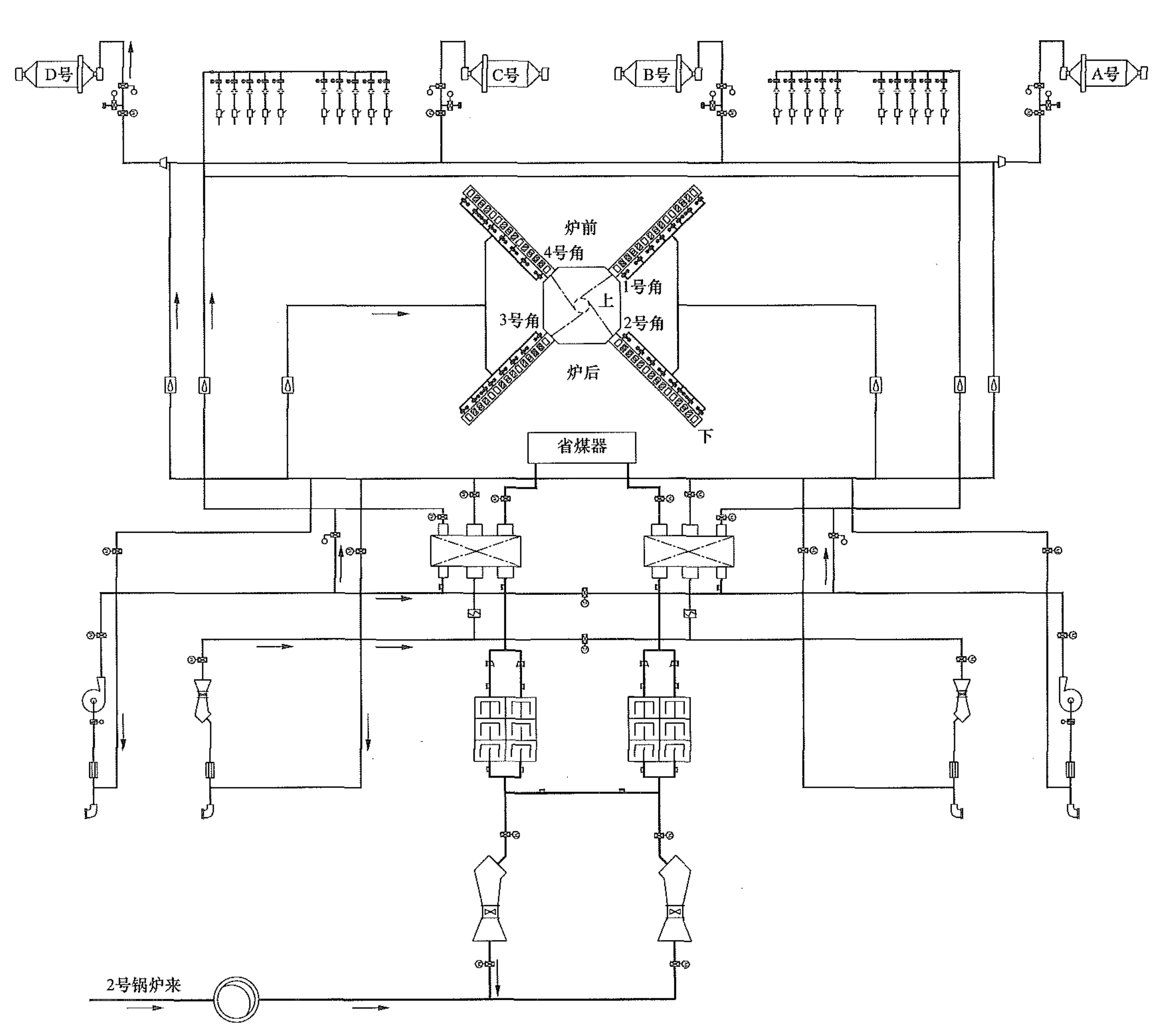


图13-3　典型的300MW中间储仓式热风送粉燃烧系统流程图

第三节　联　锁　条　件

以图13-3所示的1台300MW机组为例，中间储仓式燃烧系统的联锁条件如下：

（1）全部一次风机停止运行时，应停炉；任何一台一次风机停止运行时，应关闭其进出口风门、相应空气预热器的一次风出口风门、压力冷风门和热风再循环风门。

（2）全部送风机停止运行时，应停炉；任何一台送风机停止运行时，应关闭其进出口风门、相应空气预热器的二次风出口风门和热风再循环风门。

（3）全部引风机停止运行时，应停炉；任何一台引风机停止运行时，应关闭其进出口风门。

（4）全部空气预热器停止运行时，应停炉；当一台空气预热器停止运行时，应关闭其烟气侧进口风门、空气侧出口风门，并停止运行相应的一次风机、送风机和引风机。

（5）当锅炉停止运行时，应将全部空气预热器的进出口风门、引风机的进出口风门设置在开启状态。

第四节　设　计　计　算

一、燃料消耗量和燃烧产生的烟空气量计算

锅炉燃烧本质上是燃料中的碳、氢、硫等可燃元素在炉膛内与空气中的氧气发生强烈氧化反应的过程。因此，通过这些可燃元素与氧的化学方程式及其在相关反应中的质量平衡，即可计算出燃料的消耗量和燃烧所需风量。该计算与制粉系统的类型无关，相关计算方法和公式见第十二章第四节的相关内容。

二、燃烧系统中的风量平衡和风量协调

1. 锅炉燃烧风量的平衡

送入锅炉炉膛的总风量（包括炉膛的漏风 $\Delta V_F=\Delta\alpha_F\cdot V^0$）为 $\alpha_F V^0$（m^3/kg 煤）（标准状态下），其风量平衡的通常用式（13-1）和式（13-2）表示。

$$V_{pri}+V_{sec}+V_{ter}+V_{els}+\Delta V_F=V_F \quad (13\text{-}1)$$

或

$$r_{pri}+r_{sec}+r_{ter}+r_{els}+\Delta r_F=100\% \quad (13\text{-}2)$$

$$r_{pri}=\frac{V_{pri}}{\alpha_F V^0}\times100\% \quad (13\text{-}3)$$

$$r_{sec}=\frac{V_{sec}}{\alpha_F V^0}\times100\% \quad (13\text{-}4)$$

$$r_{ter}=\frac{V_{ter}}{\alpha_F V^0}\times100\% \quad (13\text{-}5)$$

$$\Delta r_F=\frac{\Delta V_F}{\alpha_F V^0}\times100\% \quad (13\text{-}6)$$

$$r_{els}=\frac{V_{els}}{\alpha_F V^0}\times100\% \quad (13\text{-}7)$$

式中　V_{pri}——标准状态下 1kg 煤燃烧所需一次风量，m^3/kg；

r_{pri}——1kg 煤燃烧所需一次风率；

V_{sec}——标准状态下 1kg 煤燃烧所需二次风量，m^3/kg；

r_{sec}——1kg 煤燃烧所需二次风率；

V_{ter}——标准状态下 1kg 煤燃烧所需三次风量，m^3/kg；

r_{ter}——1kg 煤燃烧所需三次风率；

ΔV_F——标准状态下 1kg 煤燃烧所对应的炉膛漏风量，m^3/kg；

Δr_F——1kg 煤燃烧所对应的炉膛漏风率；

V_{els}——标准状态下 1kg 煤燃烧所对应的其他排入风量，m^3/kg；

r_{els}——1kg 煤燃烧所对应的排风率；

α_F——锅炉炉膛出口过量空气系数；

V^0——标准状态下理论干空气量，m^3/kg。

燃烧风量平衡中的一次风量（风率）和三次风量（风率）均取自制粉系统热力计算。其中，一次风量既要满足制粉系统的需要，又要满足燃烧的需要；在中间储仓式热风送粉系统中，需根据制粉系统热力计算确定三次风量 Q_{tri}，并核算使相应的三次风率不超过锅炉厂所规定的上限值；同时按燃烧所需一次风率 r_{pri} 来确定一次风量 Q_{pri}。

按燃烧要求所需的一次风率 r_{pri} 的上限值可参见第十章的相关内容。

2. 中间储仓式热风送粉系统

为使磨煤机在最经济工况下运行，在制粉系统热力计算时是按最佳磨煤机通风量 $Q_{v,\ opt}$ 求得干燥剂量 g_1，再按热平衡方程求出所需干燥剂初比焓 c_1t_1，热容量符合 c_1t_1 的介质即为既满足磨煤机通风要求，又满足干燥通风要求的介质。对于水分不高的煤种，当出现 $c_1t_1<c_{ha}(t_{ha}-\Delta t_{ha})$ 时可选取掺温风或掺冷风和乏气再循环这两种协调办法，一般情况下应采用乏气再循环方法。对于水分很高的煤种，当出现 $c_1t_1>c_{ha}(t_{ha}-\Delta t_{ha})$ 时，通常采用抽高温烟气与热空气混合作为干燥剂的协调办法。

热风送粉时的一次风量 $\dot{Q}_{pri}$ 按所推荐的一次风率 r_{pri}，按式（13-8）计算。

$$\dot{Q}_{pri}=1.306r_{pri}\cdot\alpha_F\cdot V^0\cdot B_{cal} \quad (13\text{-}8)$$

式中　B_{cal}——锅炉计算煤耗量，kg/s；

$\dot{Q}_{pri}$——热风送粉时的一次风量，kg/s（kg/h）。

热风送粉时的一次风初温应按燃烧器入口处气粉混合物温度 t_{mix} 不超过防爆规程的规定值要求来验算确定。当 t_{mix} 超过规定值时，应设置压力冷风系统。

热风送粉时制粉系统的乏气全部作为三次风进入炉膛，三次风率 r_{ter} 及三次风量 g_{ter} 和 G_{ter} 分别按式（13-9）～式（13-11）计算。

$$r_{ter}=\frac{g_{ter}}{1.306\alpha_F V^0}\cdot\frac{Z_M B_M}{B_{cal}}\cdot100\% \quad (13\text{-}9)$$

$$g_{ter}=(1+K_{1e}-r_{M.C})g_1 \quad (13\text{-}10)$$

$$G_{ter}=1.306r_{ter}\,\alpha_F\cdot V^0\cdot B_{cal}=g_{ter}\cdot B_M\cdot Z_M \quad (13\text{-}11)$$

式中　r_{ter}——三次风率，%；

g_{ter}——1kg 煤的三次风量，kg/kg；

$r_{M.C}$——乏气再循环率，即再循环乏气占总干燥剂量的质量比；

G_{ter}——三次风量，(kg/s) kg/h；

Z_M——磨煤机运行台数；

B_M——磨煤机出力，t/h；

K_{le}——制粉系统漏风系数。

3. 中间储仓式乏气送粉系统

乏气送粉时，磨煤机通风要求与干燥通风要求之间的协调方式与热风送粉时基本相同，即一般情况下应选用乏气再循环协调方式，但乏气送粉时尚需使制粉系统的乏气总量与燃烧所需的一次风量相等，则协调后的乏气再循环率 $r_{M.C}$ 与一次风率 r_{pri} 的关系应满足式（13-12）和式（13-13）的要求。

$$r_{pri}=\frac{g_1(1+K_{le}-r_{M.C})}{1.306\alpha_F V^0}\cdot\frac{Z_M\cdot B_M}{B_{cal}} \quad (13\text{-}12)$$

或
$$r_{M.C}=1+K_{le}-\frac{1.306r_{pri}\cdot\alpha_F\cdot V^0}{g_1}\cdot\frac{B_{cal}}{Z_M\cdot B_M} \quad (13\text{-}13)$$

式中　g_1——制粉系统始端干燥剂量，kg/kg。

二次风率 r_{sec} 按式（13-14）计算。

$$r_{sec}=1-r_{pri}-\Delta r_F \quad (13\text{-}14)$$

三、燃烧系统中的风量的平衡原则

燃烧系统风量的平衡原则如下：

燃烧系统风量平衡的要点是准确计算各处漏风对烟风量的影响，并使通过送风机（含一次风机、排粉机、密封风机）最终送入炉膛的总风量满足式(13-15)。

$$G_{pri}+G_{sec}+G_{ter}+G_{els}\geqslant 1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F)V^0B_{cal} \quad (13\text{-}15)$$

式中　G_{pri}，G_{sec}——送入燃烧器的一次风量和二次风量，kg/s；

G_{ter}——从三次风口排入的制粉系统乏气量，kg/s；

G_{els}——通过喷口排入炉膛的其他风量，kg/s；

α_F——炉膛出口过量空气系数；

$\Delta\alpha_F$——炉膛漏风系数；

V^0——标准状态下理论干空气量，m³/kg；

B_{cal}——锅炉计算耗煤量，kg/s。

燃烧系统风量平衡计算的主要环节是空气预热器，工程设计中应根据具体的空气预热器风量平衡计算简图来进行风量平衡计算，要求如下：

1. 配三分仓空气预热器的风量平衡计算（中间储仓式系统）

（1）中间储仓式热风送粉系统配三分仓空气预热器时的风量平衡计算简图如图 13-4 所示，与计算简图相匹配的原始数据如下：空气预热器一次风侧热、

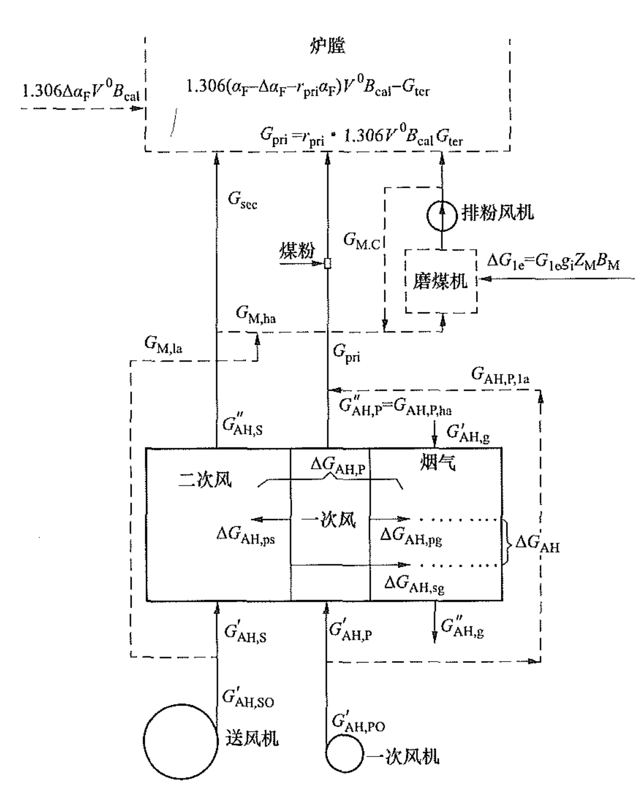


图 13-4　三分仓空气预热器空气量平衡简图（中间储仓式热风送粉系统）

冷风比例 $R_{AH,P,ha}$、$R_{AH,P,la}$；制粉系统的三次风量 G_{ter}；空气预热器漏风系数$\Delta\alpha_{AH}$和漏风率 A_L；空气预热器一次风侧漏风率 A_{L1}。

（2）空气预热器一次风侧入口空气质量流量按式（13-16）计算。

$$G'_{AH,P}=\frac{1.306r_{pri}\alpha_F V^0B_{cal}(1-R_{AH,P,la})}{1-\frac{A_{L1}}{100}} \quad (13\text{-}16)$$

式中　$G'_{AH,P}$——空气预热器一次风侧入口空气质量流量，kg/s；

r_{pri}——一次风率；

α_F——炉膛出口过量空气系数；

$R_{AH,P,la}$——空气预热器一次风侧冷风比例；

V^0——标准状态下理论干空气量，m³/kg；

B_{cal}——锅炉计算耗煤量，kg/s；

A_{L1}——空气预热器一次风侧漏风率。

（3）一次风机出口所需空气质量流量按式(13-17)计算。

$$G'_{AH,PO}=\frac{G_{pri}\left[1-\left(\frac{A_{L1}}{100}\right)R_{AH,P,la}\right]}{1-\frac{A_{L1}}{100}}=\frac{1.306r_{pri}\alpha_F V^0B_{cal}\left[1-\left(\frac{A_{L1}}{100}\right)R_{AH,P,la}\right]}{1-\frac{A_{L1}}{100}} \quad (13\text{-}17)$$

式中　$G'_{AH,PO}$ ——一次风机出口所需空气质量流量，kg/s；

G_{pri} ——送入燃烧器的一次风量，kg/s。

（4）空气预热器二次风侧入口空气质量流量按式（13-18）计算。

$$G'_{AH,S}=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F-r_{pri}\alpha_F-\Delta\alpha_{pul})V^0B_{cal}+\Delta G_{AH,sg}-\Delta G_{AH,ps}-\Delta G_{M,la} \quad (13-18)$$

式中　$G'_{AH,S}$ ——空气预热器二次风侧入口空气质量流量，kg/s；

r_{pri} ——一次风率；

α_F ——炉膛出口过量空气系数；

$\Delta\alpha_F$ ——炉膛漏风系数；

$\Delta\alpha_{pul}$ ——煤粉制备漏风系数，按式（13-20）计算；

$\Delta G_{AH,sg}$ ——空气预热器二次风侧漏入烟气侧的风量，kg/s；

$\Delta G_{AH,ps}$ ——空气预热器一次风侧漏入二次风侧的风量，kg/s；

$\Delta G_{M,la}$ ——二次风空气预热器旁路风量，kg/s。

（5）送风机出口所需空气质量流量按式（13-19）计算。

$$\begin{aligned}G'_{AH,SO}&=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F-r_{pri}\alpha_F)V^0B_{cal}-\Delta G_{le}-\Delta G_{AH,ps}+\Delta G_{AH,sg}\\&=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F-r_{pri}\alpha_F-\Delta\alpha_{pul})V^0B_{cal}+\Delta G_{AH,sg}-\Delta G_{AH,ps}\\&=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F-r_{pri}\alpha_F-\Delta\alpha_{pul}+\Delta\alpha_{AH})V^0B_{cal}-(\Delta G_{AH,pg}+\Delta G_{AH,ps})\end{aligned} \quad (13-19)$$

$$\Delta\alpha_{pul}=\frac{K_{le}\cdot g_1}{1.306V^0}\times\frac{Z_M\cdot B_M}{B_{cal}} \quad (13-20)$$

式中　$G'_{AH,SO}$ ——送风机出口所需空气质量流量，kg/s；

$\Delta\alpha_{pul}$ ——煤粉制备漏风系数；

ΔG_{le} ——煤粉制备漏风质量流量，kg/s；

$\Delta G_{AH,pg}$ ——空气预热器烟气侧漏入一次风侧的烟气量，kg/s。

2. 配两分仓乏气预热器的风量平衡计算（中间储仓式系统）

（1）中间储仓式系统配两分仓空气预热器的计算简图如图13-5所示。与之相匹配的原始数据如下：空气预热器漏风率 L 或漏风系数 $\Delta\alpha_{AH}$；磨煤机入口干燥剂冷风比例 R_{1a}；制粉系统排向燃烧器的一次风量 G_{pri}。

（2）送风机出口所需空气质量流量可按式（13-21）计算。

$$G_{AH,O}=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F+\Delta\alpha_{AH}-\Delta\alpha_{pul})V^0B_{cal} \quad (13-21)$$

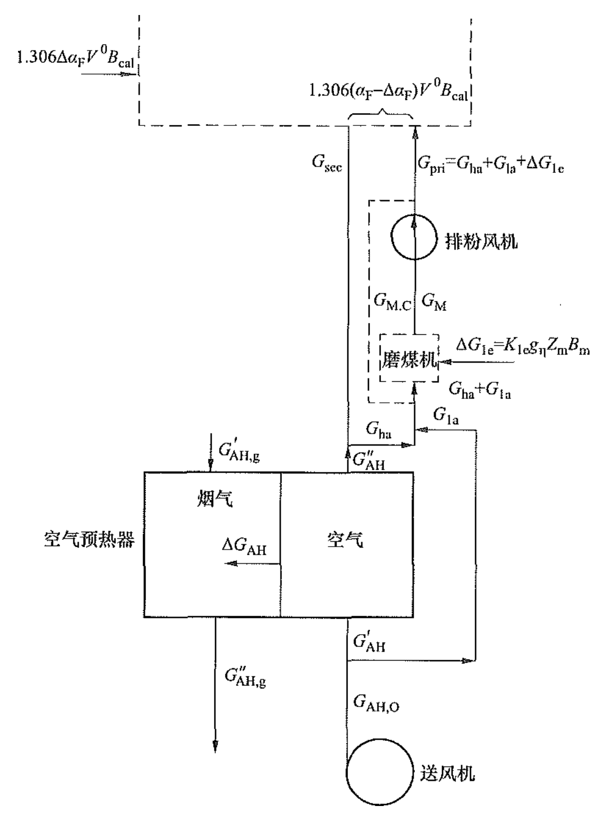


图13-5　两分仓空气预热器空气量计算简图（中间储仓式乏气送粉系统）

式中　$G_{AH,O}$ ——送风机出口所需空气质量流量，kg/s；

α_F ——炉膛出口过量空气系数；

$\Delta\alpha_F$ ——炉膛漏风系数；

$\Delta\alpha_{AH}$ ——空气预热器漏风系数；

$\Delta\alpha_{pul}$ ——煤粉制备漏风系数，按式（13-20）计算；

V^0 ——标准状态下理论干空气量，m³/kg；

B_{cal} ——锅炉计算耗煤量，kg/s。

（3）空气预热器入口空气质量流量按式（13-22）计算。

$$\begin{aligned}G'_{AH}&=1.306(\alpha_F-\Delta\alpha_F+\Delta\alpha_{AH}-\Delta\alpha_{pul})V^0B_{cal}-G_{1a}\\&=1.306[\alpha_F-\Delta\alpha_F+\Delta\alpha_{AH}-\Delta\alpha_{pul}-R_{1a}(r_{pri}\alpha_F-\Delta\alpha_{pul})]\end{aligned} \quad (13-22)$$

$$R_{1a}=\frac{G_{1a}}{G_{1a}+G_{ha}}=\frac{G_{1a}}{G_{pri}-\Delta G_{1a}} \quad (13-23)$$

式中　G'_{AH} ——空气预热器入口空气质量流量，kg/s；

G_{1a} ——磨煤机入口干燥剂中冷风质量流量，kg/s；

R_{1a} ——磨煤机入口干燥剂中冷风比例；

G_{ha} ——磨煤机入口干燥剂中热风质量流量，kg/s；

G_{pri} ——制粉系统排向燃烧器的一次风量，

kg/s；

ΔG_{le} ——煤粉制备漏风质量流量，kg/s。

四、锅炉机组整体空气的计算

锅炉机组各处的燃烧空气量按下述公式计算：

（1）容积流量按式（13-24）计算。

$$V_{ai}=\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot V_W^0 \cdot \frac{t_{ai}+273}{273} \cdot \frac{101.3}{p_{ai}}$$

$$=\alpha_i \cdot B_{cal}(1+0.0016d)V^0 \frac{t_{ai}+273}{273} \cdot \frac{101.3}{p_{ai}} \quad (13\text{-}24)$$

式中　V_{ai} ——燃烧空气量的容积流量，m^3/s；

α_i，t_{ai}，p_{ai} ——空气流程中计算点的过量空气系数、温度（℃）和压力（kPa）；

V_W^0 ——标准状态下理论湿空气量，m^3/kg；

V^0 ——标准状态下理论干空气量，m^3/kg；

B_{cal} ——锅炉计算耗煤量，kg/s。

质量流量按式（13-25）计算：

$$G_{ai}=\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot L_W^0 L=\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot (1+0.001d)L^0 \quad (13\text{-}25)$$

式中　G_{ai} ——燃烧空气量的质量流量，kg/s；

L_W^0 ——理论湿空气量，kg/kg；

L^0 ——理论干空气量，kg/kg。

（2）当空气绝对湿度为 d=10g/kg 时，容积流量按式（13-26）计算。

$$V_{ai}=1.016\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot V^0 \frac{t_{ai}+273}{273} \cdot \frac{101.3}{p_{ai}} \quad (13\text{-}26)$$

质量流量按式（13-27）计算：

$$G_{ai}=1.01\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot L^0=1.306\alpha_i \cdot B_{cal} \cdot V^0 \quad (13\text{-}27)$$

第五节　设 备 选 型 参 数

一、送风机

送风机形式和台数按下列要求选择：

（1）大容量锅炉的送风机宜选用动叶可调轴流式风机或高效离心式风机。当采用离心风机时，可采用调速风机。

（2）对 400t/h 级及以下容量锅炉的送风机宜选用高效离心式风机。

（3）对于大容量锅炉，每台锅炉配置的送风机台数为 2 台；200t/h 级及以下容量锅炉为 1 台。

送风机的风量、压头和转速按下列要求选择：

（1）送风机的基本风量按锅炉燃用设计煤种及相应的过量空气系数计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时需要的二次空气量及制造厂保证的空气预热器运行一年后二次风侧的净漏风量。

（2）送风机的基本压头按设计煤种及锅炉最大连续蒸发量工况计算，应包括锅炉厂保证的锅炉本体空气侧阻力（含自生通风）、系统阻力及燃烧器处炉膛静压（为负值）。

（3）对于三分仓空气预热器系统，送风机的风量裕量不低于 5%，另加温度裕量（可按“夏季室外通风计算温度”确定）；送风机的压头裕量不低于 15%。

（4）当采用二分仓回转式或管箱式空气预热器时，送风机的风量裕量宜为 10%，另加温度裕量（可按“夏季室外通风计算温度”确定），压头裕量宜为 20%。

（5）当采用热风再循环系统时，送风机风量裕量不应小于冬季运行工况下的热风再循环量。

（6）风机转速对离心式送风机宜选择 750～1000r/min，轴流式送风机宜选择 1000～1500r/min。

对于燃烧低热值煤或低挥发分煤的锅炉，当每台锅炉装有 2 台送风机时，应验算风机裕量选择，使在单台送风机运行工况下能满足锅炉最低不投油稳燃负荷时的需要。

风机选型计算中应对拟选风机的特性曲线与不同计算工况下的烟风系统阻力特性（含静压）曲线进行合成，以检验选型点及工作点与所选风机特性曲线的匹配是否合理，通常应检验下列要求：

（1）工作稳定性：锅炉低负荷运行区间，风机应运行在稳定区。

（2）运行经济性：锅炉额定负荷工况下风机处于高效率区，并根据机组运行方式，校核锅炉变工况区间风机的经济性。

（3）并联运行风机工作的可靠性：对并联运行的轴流式风机还应进行启动工况下并联风机与管网合成特性曲线的校验，使第二台风机的启动过程线位于风机失速线以下。

离心式送风机一般选用入口导向器进行调节。可采用变频器、液力耦合器等变速调节装置进行变速调节。

风机型号尺寸应按下列要求选择：

离心式风机型号尺寸的选择应使设计工况点（TB）尽可能接近调节装置在最大开度时的风量——风压曲线，并且位于风机特性曲线最高效率点的右侧，其效率值宜不低于风机最高效率的 90%。

轴流式风机型号尺寸的选择，应使汽轮发电机组在经济负荷下（一般为发电机组额定出力）运行时，风机处于最高效率区运行。为此，风机的设计工况点（TB 点）应落在比相应最高效率工况调节器（包括动叶或静叶调节装置）开度再开大 10°～15° 的曲线上。

轴流式风机型号尺寸选择时应保证风机有足够的失速裕度，失速裕度可用失速安全系数 K 来表示，在

选型设计时，宜选取 $K \geqslant 1.3$。

二、一次风机

当系统配有一次风机时，一次风机形式和台数按下列要求选择：

（1）一次风机宜选用高效离心式风机，当大容量机组能选到合适的轴流风机时，宜选用动叶可调轴流式风机。当采用离心风机时，可采用调速风机。

（2）对于大容量锅炉，每台锅炉配置的一次风机台数为 2 台；200t/h 级及以下容量锅炉为 1 台。

一次风机的风量、压头和转速按下列要求选择：

（1）一次风机的基本风量按锅炉燃用设计煤种及相应的过量空气系数计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时需要的一次空气量及制造厂保证的空气预热器运行一年后一次风侧的净漏风量。

（2）风机的基本压头按设计煤种及锅炉最大连续蒸发量工况，应包括锅炉厂保证的锅炉本体一次风侧阻力(含自生通风)、系统阻力及燃烧器处炉膛静压(为负值)。

（3）风机的风量裕量宜为 20%，宜另加风机的温度裕量（可按“夏季通风室外计算温度”来确定）；风机的压头裕量宜为 25%。

（4）一次风机转速宜选择 1500r/min。

一次风机的形式、尺寸、选型要求与上述送风机的要求相同。

第十四章

烟 气 系 统 设 计

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

烟气系统包含从锅炉炉膛出口至烟囱出口整个烟气流程，烟气系统设计包括系统的拟定、设备的选择以及热力性能计算等的设计。烟气系统设计范围为从锅炉省煤器出口至烟囱进口，其间留有与锅炉尾部受热面、烟气脱硝装置、空气预热器、除尘器、烟气换热器（如有）和脱硫塔等设备的设计接口。

烟气系统功能为：将炉膛中的烟气抽出，经过尾部受热面、烟气脱硝装置、空气预热器、除尘器、烟气换热器（如有）、脱硫装置和烟囱排向大气。

二、对原始输入条件的基本要求

在烟气系统设计时，需在以下输入条件下对烟气系统进行计算。

（一）煤种

（1）煤种及其变化范围。

（2）工业分析和元素分析（收到基质量百分比）包括 C_{ar}，H_{ar}，O_{ar}，N_{ar}，$S_{c,ar}$，M_{ar}，A_{ar}，M_{ad}。

（3）低位发热量 $Q_{net,ar}$。

（4）干燥无灰基挥发分 V_{daf}。

（5）灰成分分析。

对煤种的相关表述见第九章。煤质资料的常规分析项目，见表 14-1，其中工业分析、元素分析是燃烧系统计算烟气量及污染物必不可少的项目。灰成分分析以及灰分比电阻是除尘器选型需要的项目。

表 14-1　煤质资料的常规分析项目

序号	项目	符号	单位	主要用途
1	工业分析			（1）燃烧系统热力计算（M_t、A_{ar}）；（2）燃煤特性评价（V_{daf}、A_{ar}、M_t、FC_{ar}）；（3）选择煤粉细度（V_{daf}）；（4）制粉系统热力计算（M_{ad}、M_t）
	全水分（收到基）	M_t（M_{ar}）	%	
	固有水分（空气干燥基）	M_{ad} M_{inh}	% %	
	灰分（收到基）	A_{ar}	%	
	挥发分（收到基）	V_{ar}	%	
	挥发分（干燥无灰基）	V_{daf}	%	
	固定碳（收到基）	FC_{ar}	%	
2	发热量（收到基）	$Q_{net,ar}$	kJ/kg	（1）燃烧系统热力计算；（2）耗煤量计算
3	元素分析			（1）燃烧系统热力计算；（2）燃烧产物计算
	碳（收到基）	C_{ar}	%	
	氢（收到基）	H_{ar}	%	
	氧（收到基）	O_{ar}	%	
	氮（收到基）	N_{ar}	%	
	全硫（收到基）可燃硫	$S_{t,ar}$ $S_{c,ar}$	% %	
4	研磨特性			磨煤机出力计算
	哈氏可磨性	HGI	—	
	VTI 可磨性	K_{VTI}	—	
5	磨损指数			磨煤机选型
	冲刷磨损指数	K_e	—	
	旋转磨损指数	AI	—	
6	灰熔点（弱还原性及氧化性气氛）			（1）结渣特性评定；（2）锅炉选型及炉内热力计算
	变形温度	DT	℃	
	软化温度	ST	℃	
	半球温度	HT	℃	
	流动温度	FT	℃	

续表

序号	项目	符号	单位	主要用途
7	灰成分分析			（1）结渣特性评定辅助参量；（2）除尘器选择辅助参量；（3）磨损特性评定辅助参量
	二氧化硅	SiO_2	%	
	三氧化二铝	Al_2O_3	%	
	氧化铁	Fe_2O_3	%	
	氧化钙	CaO	%	
	氧化镁	MgO	%	
	氧化钾	K_2O	%	
	氧化钠	Na_2O	%	
	氧化钛	TiO_2	%	
	三氧化硫	SO_3	%	
	氧化锰	MnO_2	%	
	五氧化二磷	P_2O_5	%	
	氧化锂	Li_2O	%	
	飞灰可燃物	C_{fa}	%	
8	灰的比电阻			电除尘器选型
	常温	ρ	Ω·cm	
	100℃	ρ_{100}	Ω·cm	
	120℃	ρ_{120}	Ω·cm	
	140℃	ρ_{140}	Ω·cm	
	150℃	ρ_{150}	Ω·cm	
	160℃	ρ_{160}	Ω·cm	
	180℃	ρ_{180}	Ω·cm	
9	煤中游离二氧化硅	$[SiO_2]$	%	劳动安全卫生保护设计基础资料

（二）锅炉热力性能设计数据

（1）计算工况下的蒸汽、炉水和给水的热力参数（包括流量、温度、比焓），由锅炉厂提供，并与汽轮机厂相应工况的热平衡图匹配。

（2）计算工况下空气流程的热力数据：

1）锅炉炉膛出口过量空气系数，按制造厂提供的数据。

2）送风机吸风温度。

3）空气预热器进风温度。

（3）计算工况下烟气流程的热力数据：

1）锅炉空气预热器出口设计排烟温度，按修正后的烟温取用。

2）空气预热器最大漏风率时的锅炉排烟温度，按引风机选型点对应的空气预热器漏风率工况取用。

3）锅炉飞灰占燃料灰分的份额，按制造厂提供的数据。

4）锅炉固体未完全燃烧热损失百分率，按制造厂提供的数据。

（三）锅炉及烟道的漏风系数

（1）对于300MW及以上机组的锅炉尾部受热面漏风系数（不包括空气预热器）一般取0，或按制造厂提供的数据。对于300MW以下机组的锅炉尾部受热面漏风系数（不包括空气预热器）按制造厂提供的数据。

（2）空气预热器的漏风系数，按制造厂提供的漏风率折算成漏风系数。

（3）除尘器漏风系数，按制造厂提供的数据。

（4）空气预热器出口至烟囱入口之间烟道的漏风系数。

1）空气预热器出口至引风机进口区间烟道材料按钢制烟道考虑，漏风系数取值为每10m长为0.01。

2）引风机出口至烟囱区间烟道材料按钢制烟道考虑，漏风系数取值为0。

（四）空气特性

空气特性包括空气温度、空气含湿量。

（五）环境大气压

按厂址当地大气压的常年平均统计值取用。

三、设计参数的确定

（一）烟气介质温度的确定原则

（1）空气预热器排烟温度，按锅炉厂热力计算数据选用其中的“修正排烟温度”。

（2）引风机选型计算中的烟气温度选用：

1）BMCR、TMCR、THA及部分负荷等工况下的引风机入口烟温，以锅炉厂所提供的空气预热器排烟温度为基础，按下游烟道漏风修正后的烟温数据选用。

2）在确定引风机TB点入口烟温时，其锅炉排烟温度应按空气预热器投运1年后保证漏风率数据进行修正。

（二）烟气介质压力确定原则

（1）流量和流速计算时，以计算工况下的工作压力Δp_c为基准：

1）当烟风道中的平均静压$\Delta p_c<3kPa$时，以当地大气压p_{aa}作为计算压力。

2）当烟风道中的平均静压$\Delta p_c \geqslant 3kPa$时，计算压力按式（14-1）确定。

$$p=p_{aa}\pm\Delta p_c \tag{14-1}$$

式中 p_{aa}——当地大气压，Pa；

Δp_c——计算点的静压，正压为（+）、负压为（−），Pa。

3）引风机入口的烟气静压 p_{1D}，应按烟气系统空气动力计算的结果来选用，见式（14-2）计算。

$$p_{1D}=p_{aa}-\left(h_{F,SO}+\sum h_g \pm \sum h_C\right) \qquad (14\text{-}2)$$

式中 $h_{F,SO}$——炉膛上部负压，对 Π 形炉通常取 $h_{F,SO}=20\text{Pa}$；

h_g——烟气侧总阻力，Pa；

h_C——烟气侧自生通风力总和，气流向上时为负（-），Pa。

引风机的基本压头应按设计煤种锅炉最大连续蒸发量工况计算，应包含制造厂保证的锅炉本体烟气侧阻力（含自生通风力及炉膛起始负压）、烟气脱硝装置、烟气脱硫装置、除尘器及系统阻力。

（2）当烟气脱硫装置设置烟气旁路时，旁路挡板上游烟道及增压风机入口烟气挡板上游烟道强度计算中的介质压力，宜按引风机在环境温度下最小流量可能出现的最高压头考虑：

1）对离心式引风机，烟道关闭点的最大压头宜按 TB 点能力取用。

2）对静叶可调轴流式引风机，烟道关闭点的最高压头宜按风机失速跳闸前调门等开度线上失速点，压力与动压损失之差的 1.2 倍取用；且不宜小于 3.5kPa。

3）对动叶可调轴流式引风机，烟道关闭点的最高压头宜按风机失速跳闸前动叶等开度线失速点压力与动压损失之差取用，且不宜小于 3kPa。

（3）烟风道道体强度计算中的介质压力，按 DL/T 5121《火力发电厂烟风煤粉管道设计技术规程》执行。

（三）烟气介质流速

烟气系统管道设计流速的选择参见本书第二十三章第一节的相关内容。

四、运行说明

（一）启动

1. 空气预热器启动

（1）所有空气预热器都应在锅炉点火前启动。检查预热器，无异常现象，导向及支承轴承油位正常，油温正常，否则润滑/冷却油循环系统工作。

（2）将空气预热器主电动机开关置“启动位置”，空气预热器启动。注意传动电动机的升温率。

（3）开启空气预热器烟气进口挡板，该挡板可由顺序控制系统自动开启，也可手动远方开启。

（4）空气预热器的二次风出口挡板、一次风出口挡板应自动打开，否则手动打开。

（5）如一台空气预热器已投运，则开启送风机出口联络门。

（6）将空气预热器辅助电动机开关置“自动位置”，投入冷却水。

2. 一台引风机启动时（假设 A 引风机待启动）

（1）风机的启动条件：

1）经全面检查后，确保油脂均已充满启动引风机轴承。

2）两台或同侧空气预热器烟气侧的进口挡板门“开”。

3）两台或同侧空气预热器空气侧的出口挡板门“开”。

4）两台或同侧空气预热器已经投入运行。

5）两台送风机动叶片及出口挡板门“开”。

6）燃烧器的所有二次风挡板门“开”。

7）B 引风机的进口挡板或导叶处于“打开”位置。

8）A 引风机的进口挡板处于“关闭”位置。

9）A 引风机的进口导叶处于“关闭”位置。

10）A 引风机的冷却风机已经投入运行。

11）风机和电动机的轴承温度均未超限。

（2）风机的启动步骤：

1）电动机的空间加热器由断路器联锁退出（不由 DCS 系统控制）。

2）当电动机加速度到运行速度时，A 引风机的进、出口挡板门打开。

3）B 引风机的进出口挡板门关闭。

4）A 引风机的进口导叶执行器释放（交由 DCS 控制）。

3. 当一台引风机运行时启动第二台风机进行并联运行的操作（假设 A 引风机已正常运行，B 引风机待启动）

（1）风机的启动条件：

1）必须有一台送风机在运行中。

2）B 引风机的进口挡板处于“关闭”位置。

3）B 引风机的进口导叶处于“关闭”位置。

4）B 引风机的冷却风机已经投入运行。

5）风机和电动机的轴承温度正常。

（2）风机的启动步骤：

1）将已在运行的 A 引风机的工况点（风量和风压）调至喘振线的最低点以下。

2）手动合闸 B 引风机的电动机，当电动机加速到运行速度时，打开其出口挡板。

3）B 引风机的导叶逐渐打开，A 引风机的导叶继续关小，直至两台风机的工况点趋于完全一致（即两台风机导叶的角度相同）。

4）两台风机同步运行，由控制系统调整到需要的工况点。

4. 除尘器启动

当一台磨煤机投运时，电气除尘器与之同时投电。

（二）正常运行

（1）机组正常运行时，由协调控制系统（CCS）实现对锅炉运行参数的自动调节。

（2）锅炉负荷变化时，由协调控制系统（CCS）中的燃料控制系统调节给煤机的转速以改变给煤量与其相适应。当锅炉负荷变化幅度较大，需要切投磨煤机和燃烧器时，将由 DCS 中的燃烧器管理和炉膛安全系统来实现。

（3）运行人员应注意监视，注意协调控制系统的工作变化，加强对主要控制参数的监视，经常检查炉内燃烧工况，给予必要的调整，保持燃烧的稳定，并对烟风制粉系统及设备的运行情况进行检查调整。

（三）不正常运行

（1）当锅炉运行时，烟气系统出现以下情况之一时造成 MFT：

1）两台运行的空气预热器全停（延时 5min）。

2）两台运行的引风机全停。

3）炉膛压力异常。

4）总风量过低。

MFT 动作联跳的设备包括：

1）燃油快关阀和各油角阀。

2）所有制粉系统（包括送粉管道的快关阀）。

3）关闭汽轮机主汽阀。

4）跳闸静电除尘器。

（2）单侧辅机故障减负荷运行（run back，RB）。在机组负荷大于 50%BMCR 运行时，如主要辅机发生一台空预器跳闸、一台引风机跳闸的故障，DCS 中的燃烧器管理和炉膛安全系统将按整定的时间间隔有选择地切除燃料，并投油稳燃，使炉膛燃料量下降至 50%BMCR 或 50%BMCR 负荷以上的某一预定值。切除燃料操作应以锅炉厂的要求为准。

1）一台空气预热器跳闸。

2）一台引风机跳闸。

（四）停机

1. 一台引风机的停运

若从并联运行的两台引风机中停运一台引风机，其步骤建议如下：

（1）降低锅炉负荷。

（2）保持待停运风机的动叶片（进口导叶）在自控时的位置，并将动叶片（进口导叶）由自动控制切换到手动。

（3）继续运行风机的叶片（进口导叶）自动关小，同时，待停运风机的动叶片（进口导叶）也应手动关小，直至两台风机的工况点调整到喘振线的最低点以下。

（4）按下待停运风机的停止按钮。

（5）电动机空间加热器由断路器联锁投入（不由 DCS 控制）。

（6）停运风机的出口挡板自动的关闭。

（7）继续停运风机的动叶片（进口导叶）重新打开直至所需的工况点。

（8）停运风机的动叶片应被关闭。

（9）应根据需要决定是否关出口烟门，风机停机 2h 后停冷却风机。

2. 两台引风机的停运

（1）两台引风机在运行时，停用一台引风机必须确认机组负荷不大于 50%BMCR，停用第二台引风机时，应检查两台送风机、两台一次风机及整个制粉系统均已停用，所有油枪已停止运行。

（2）逐渐关闭停用引风机的入口导叶，维持炉膛负压在–70～–100Pa；保证运行风机在稳定运行工况范围内。

（3）按下待停运风机的停止按钮。

（4）当第一台引风机停用后，其进口挡板自动关闭；当第二台引风机停用后，两台引风机的进出口挡板自动保持开启位置。

3. 电气除尘器停运

正常停炉在炉膛吹扫后，才可停止高压整流器，以避免吹扫时带走大量飞灰磨损引风机叶片。电除尘器的停运过程按制造厂要求进行联锁保护。

第二节　常见系统设计方案

一、典型烟气系统

烟气系统与机组容量、选用的脱硫方式、制粉形式、除尘方式、低温省煤器的应用与形式以及是否采用湿式电除尘器的超低排放设备等相关。

图 14-1 为典型的含脱硝和湿法脱硫的烟气系统流程图。锅炉炉膛燃烧的烟气依次通过尾部受热面、脱硝 SCR 反应器、空气预热器、除尘器、引风机、脱硫吸收塔、湿式电除尘器然后由烟囱排向大气，每个设备之间由烟道连接。在干式除尘器前、引风机后或者烟囱前可设置低温省煤器（烟气换热器），起到烟气余热利用的作用，具体可见第十五章的相关内容。脱硫系统后湿式除尘器应根据烟尘排放要求、场地布置、投资成本等实际情况考虑是否设置。

图 14-2 为循环流化床半干法脱硫（CFB-FGD）的烟气系统流程图。锅炉炉膛燃烧的烟气依次通过尾部受热面、脱硝 SCR 反应器、空气预热器、预除尘器、脱硫吸收塔、布袋除尘器以及引风机等，然后由烟囱排向大气，每个设备之间由烟道连接。CFB 半干法脱硫系统一般用在缺水地区或小机组上使用。

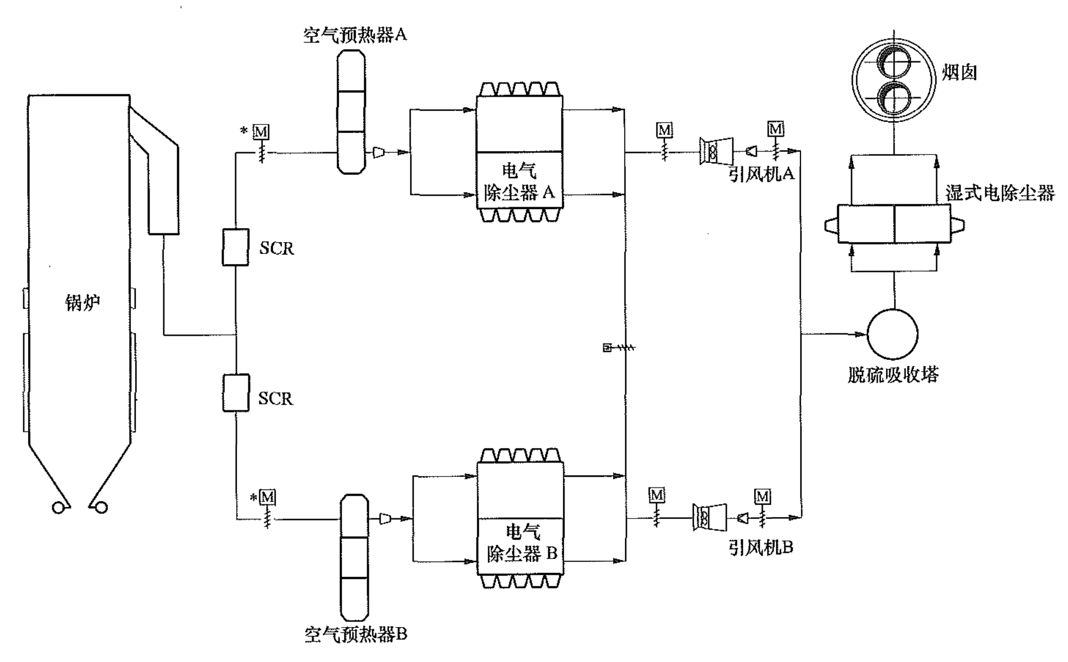


图 14-1　含脱硝和湿法脱硫的烟气系统流程图

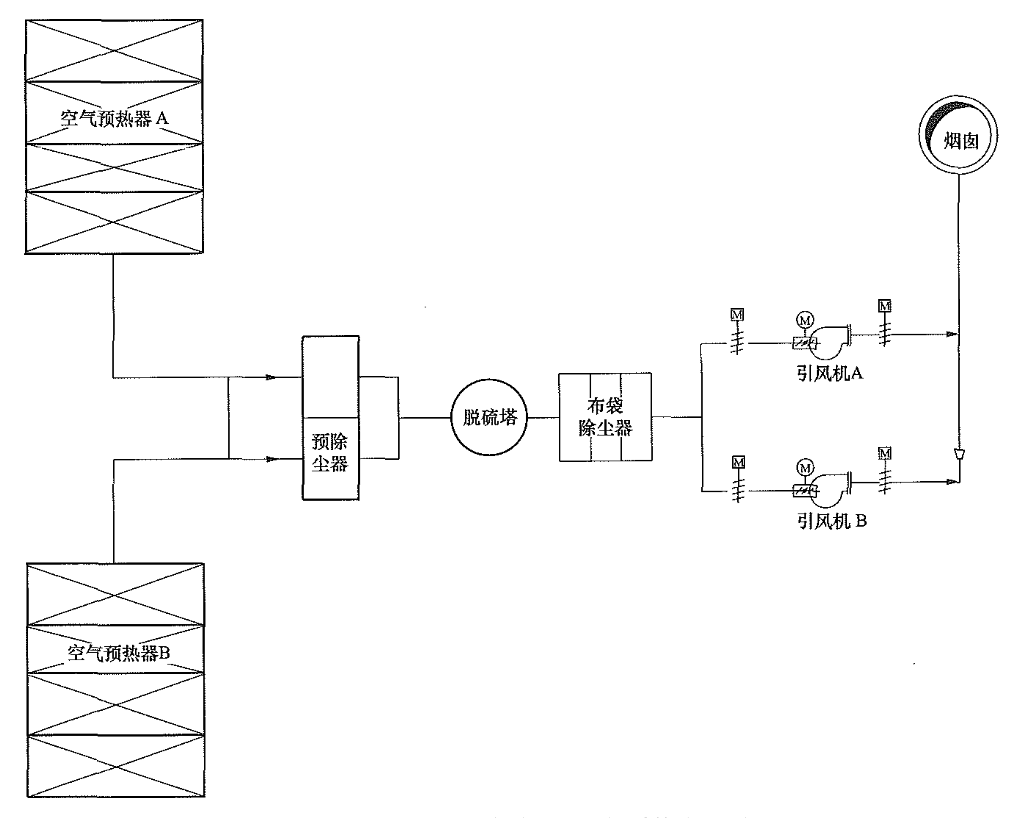


图 14-2　CFB 半干法脱硫的烟气系统流程图

图 14-3 风扇磨制粉系统对应的烟气系统流程图。锅炉炉膛燃烧的烟气依次通过尾部受热面、脱硝 SCR 反应器、空气预热器、除尘器、脱硫吸收塔以及引风机等，然后由烟囱排向大气，每个设备之间由烟道连接。风扇磨制粉系统需在引风机后抽取一定量的冷炉烟和锅炉尾部烟道抽取热炉烟参与制粉，具体见第十一章相关内容。

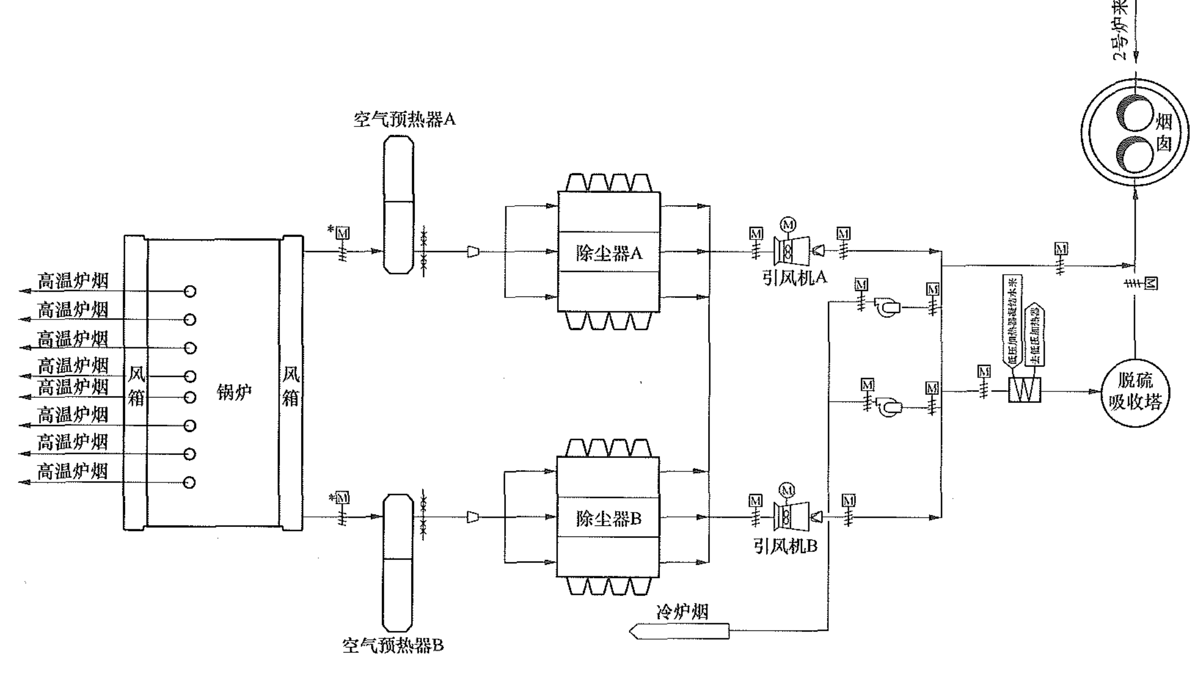


图 14-3 风扇磨制粉系统对应的烟气系统流程图

二、烟气系统配置的基本要求

（一）锅炉烟气系统要求

制粉系统和空气预热器结构的类型是锅炉烟风系统选择的依据。

1. 烟气系统通道

煤粉锅炉的烟风系统通常采用双列辅机平衡通风系统。对大容量锅炉，电除尘器进口或出口设置联络烟道，其通流量按不低于 30%BMCR 烟气量设计。

2. 烟风系统的风门设置

烟风系统中的主要风门设置及操作方式，宜按 DL/T 5121《火力发电厂烟风煤粉管道设计技术规程》中的有关规定执行，同时满足以下要求：

（1）空气预热器热端烟气侧均需设置风门，空气预热器冷端烟气侧均不设风门。

（2）除尘器进出口均不设隔离门，若系统运行确需隔离时，除尘器前则宜采用插板式，除尘器后引风机前宜采用挡板式隔离门。

（3）引风机入口、出口均需设隔离门，引风机出口处宜装设插板门或其他形式的隔离门。

（4）上述所有烟道系统的风门均宜采用电动门。

（5）电除尘器进口侧联络烟道可不设隔离门（当空气预热器热端烟气挡板严密性较差时，可在联络烟道上设一道隔离门）。对出口侧联络烟道，可不设置隔离门。

（二）烟气除尘系统的要求

采用电气除尘器净化烟气时，宜采用低温电除尘方式（即安装在锅炉脱硝装置及空气预热器的下游）。当煤质条件合适可以避免严重的低温腐蚀时，经技术经济论证认为合理，可采用低低温电除尘方式。

（三）湿法脱硫后净烟气要求

湿法脱硫后净烟气的再热系统应符合下列要求：

（1）在湿法烟气脱硫装置后可设置烟气-烟气加热器；可选用管式热媒水烟气换热器（MGGH）或采用回转式烟气—烟气换热器（GGH）。

（2）对于石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺并设置 GGH 或 MGGH 系统时，在设计工况下，GGH 或 MGGH 出口烟气温度不宜小于 75℃。

（3）当采用回转式烟气—烟气换热器时，电除尘器出口粉尘浓度应控制在较低水平，并采取预防加热器腐蚀、堵塞的措施。

（4）当采用管式烟气—烟气加热器时，加热介质宜采用热媒水。管式烟气—烟气加热器冷端宜布置在电除尘器前。严寒地区应采取预防加热器冻结的措施。

（四）烟气旁路系统

（1）当湿法烟气脱硫工艺设置烟气旁路系统时，脱硫装置进、出口和旁路挡板门应有良好的操作和密封性能。旁路挡板门的开启时间应能满足脱硫装置故障时，旁路挡板门快开、同时不引起锅炉跳闸的要求。

（2）当湿法烟气脱硫工艺不设置烟气旁路系统时，应提高脱硫系统设备的可靠性及材料耐腐蚀等级。脱硫装置吸收塔入口应设置事故喷水降温装置。

（五）烟气系统防爆

燃烧烟气系统防爆设计按 DL/T 5203《火力发电厂煤和制粉系统防爆设计技术规程》执行。

第三节 联锁条件

一、空气预热器的联锁条件

（1）当事故切断两台空气预热器或一台运行的空气预热器（另一台停用）延时 5min 后，联跳运行的全部引风机、送风机、一次风机、磨煤机、给煤机。锅炉总燃料跳闸（MFT）保护动作。

（2）空气预热器主电动机跳闸后辅助电动机联动投运。

（3）当事故切断一台空气预热器延时 5min 后，联跳相应一侧的引风机、送风机，一次风机及部分的磨煤机和给煤机。若四套制粉系统运行时，需切除两套。锅炉单侧辅机故障减负荷运行（RB）保护动作。

二、引风机的联锁条件

（1）当事故切断两台引风机或一台运行的引风机（另一台停用），则联跳全部运行的送风机、一次风机磨煤机和给煤机。5min 后将引风机进口静叶或动叶调至关闭状态。锅炉 MFT 动作。

（2）当事故切断一台引风机（两台运行时），则联跳相应一侧运行的送风机、一次风机以及部分的磨煤机和给煤机。若四套制粉系统运行时，需切断两套，联关跳闸的引风机的进、出口挡板门、入口静叶或动叶。锅炉 RB 保护动作。

第四节 设计计算

一、锅炉炉膛出口烟气量计算

（一）1kg 煤燃烧烟气量和组成计算

1. 理论燃烧产物组成的计算

燃烧产物组成的计算公式见式（14-3）～式（14-8）。

$$V_{N_2}^0 = 0.79V^0 + 0.008N_{ar} \tag{14-3}$$

$$V_{RO_2}^0 = 1.866 \times 10^{-2}(C_{ar} + 0.375S_{c,ar}) \tag{14-4}$$

$$V_{SO_2}^0 = 0.007S_{c,ar} \tag{14-5}$$

$$V_{dg}^0 = V_{RO_2}^0 + V_{N_2}^0 \tag{14-6}$$

$$V_{H_2O}^0 = 1.24 \times (9H_{ar} + M_{ar}) / 100 + 0.0016dV^0 \tag{14-7}$$

$$V_{wg}^0 = V_{RO_2}^0 + V_{N_2}^0 + V_{H_2O}^0 \tag{14-8}$$

式中 V^0——标准状态下理论干空气量，m^3/kg；
$V_{N_2}^0$——标准状态下烟气中氮的容积，m^3/kg；
$V_{RO_2}^0$——标准状态下烟气中三原子气体容积，m^3/kg；
$V_{SO_2}^0$——标准状态下烟气中 SO_2 容积，m^3/kg；
$V_{H_2O}^0$——标准状态下烟气中水蒸气容积，m^3/kg；
V_{dg}^0——标准状态下理论干烟气容积，m^3/kg；
V_{wg}^0——标准状态下理论湿烟气容积，m^3/kg；
d——空气含湿量，g/kg。

2. 实际燃烧产物组成的计算

实际燃烧产物组成计算见式（14-9）～式（14-11）。

$$V_{dg} = V_{RO_2}^0 + V_{N_2}^0 + (\alpha - 1)V^0 \tag{14-9}$$

$$V_{H_2O} = V_{H_2O}^0 + 0.0016d(\alpha - 1)V^0 \tag{14-10}$$

$$V_{a,wg} = V_{RO_2}^0 + V_{N_2}^0 + V_{H_2O} + (\alpha - 1)V^0 \tag{14-11}$$

式中 V_{dg}——标准状态下实际干烟气容积，m^3/kg；
V_{H_2O}——标准状态下实际水蒸气容积，m^3/kg；
$V_{a,wg}$——标准状态下实际湿烟气容积，m^3/kg；
α——干烟气的过量空气系数。

3. 实际燃烧产物成分的计算

实际燃烧产物成分计算见式（14-12）～式（14-14）。

$$r_{RO_2} = V_{RO_2}^0 / V_{a,wg} \tag{14-12}$$

$$r_{SO_2} = V_{SO_2}^0 / V_{a,wg} \tag{14-13}$$

$$r_{H_2O} = V_{H_2O} / V_{a,wg} \tag{14-14}$$

式中 r_{RO_2}——三原子气体容积分额；
r_{SO_2}——二氧化硫容积分额；
r_{H_2O}——水蒸气容积分额。

4. 实际燃烧产物分压力的计算

实际燃烧产物分压力的计算见式（14-15）、式（14-16）。

$$p_{SO_2} = r_{SO_2}p_g \tag{14-15}$$

$$p_{H_2O} = r_{H_2O}p_g \tag{14-16}$$

式中 p_{SO_2}——二氧化硫分压力，Pa；
p_{H_2O}——水蒸气分压力，Pa；
p_g——烟气压力，Pa。

5. 实际燃烧产物中水蒸气含量的计算（以干烟气为基准）

燃烧产物水蒸气含量计算按式（14-17）计算。

$$d_1 = \frac{\rho_{H_2O}}{\rho_{dg}} \times \frac{V_{H_2O}}{V_{a,wg} - V_{H_2O}} \times 10^3 \tag{14-17}$$

式中 d_1——1kg 干烟气中的水蒸气含量，g/kg 干烟气；
ρ_{H_2O}——水蒸气标准状态下密度，取 $0.804kg/m^3$；
ρ_{dg}——干烟气标准状态下密度，kg/m^3。

（二）实际燃烧产物干烟气成分的计算

在锅炉烟气分析及污染物排放浓度计算中，均以干基烟气为基准，此时的烟气成分可按以下方法计算。

1. 燃烧产物的干烟气成分计算（理论值）

燃烧产物干烟气成分计算见式（14-18）～式

（14-21）。

$$r_{RO_2}=V_{RO_2}^0/V_{dg}\times100\% \quad (14\text{-}18)$$

$$r_{N_2}=\frac{0.79\alpha V^0+0.008N_{ar}}{V_{dg}}\times100\% \quad (14\text{-}19)$$

$$r_{O_2}=\frac{0.21\times(\alpha-1)V^0}{V_{dg}}\times100\% \quad (14\text{-}20)$$

干烟气总计 $$r_{RO_2}+r_{N_2}+r_{O_2}=100\% \quad (14\text{-}21)$$

式中 r_{RO_2}——干烟气中三原子气体成分，%；
r_{N_2}——干烟气中氮成分，%；
r_{O_2}——干烟气中氧成分，%。

2. 燃烧产物中的污染物成分估计

燃烧产物中 SO_2 和 SO_3（干基，实际含氧）的计算见式（14-22）和式（14-23），氮氧化物成分 NO_x 按试验实测数据。

$$r_{SO_2}=\frac{0.007K_sK_{sp}S_{c,ar}}{V_{dg}}\times100\% \quad (14\text{-}22)$$

$$r_{SO_3}=\frac{0.007K_{SO_3}K_sK_{sp}S_{c,ar}}{V_{dg}}\times100\% \quad (14\text{-}23)$$

式中 r_{SO_2}——干烟气中二氧化硫成分，%；
r_{SO_3}——干烟气中三氧化硫成分，%；
K_s——SO_2 排放系数，表征燃烧过程中有一部分可燃硫因与灰中碱金属氧化物结合而固定于灰中转变为不燃硫，使实际 SO_2 排放量低于燃烧计算的 SO_2 数量。脱硫装置设计时，二氧化硫含量应按照式（14-46）进行计算；
K_{sp}——因中速磨煤机排出石子煤中含硫量较高而使入炉煤含硫量发生降低的修正系数。一般可取 $K_{sp}=0.95\sim1.00$；
K_{SO_3}——燃烧中 SO_2 转化为 SO_3 的份额，对煤粉炉可取 $K_{SO_3}=0.5\%\sim2\%$，煤的含硫量高时取下限，含硫量低时取上限。

3. 燃烧产物中的污染物排放成分估计（干基，6%含氧）

我国环保法规，对燃煤电厂污染物排放浓度计算中规定含氧量取为 6%。污染物计算公式见式（14-24）～式（14-26）。

$$[SO_2]=SO_2\times\frac{15}{21-O_2} \quad (14\text{-}24)$$

$$[SO_3]=SO_3\times\frac{15}{21-O_2} \quad (14\text{-}25)$$

$$[NO_x]=NO_x\times\frac{15}{21-O_2} \quad (14\text{-}26)$$

式中 $[SO_2]$——干烟气中二氧化硫成分百分比（6%含氧），%；
$[SO_3]$——干烟气中三氧化硫成分百分比（6%含氧），%；
$[NO_x]$——干烟气中氮氧化物成分百分比（6%含氧），%。

（三）1kg 煤完全燃烧时的烟气量总量计算

1kg 煤完全燃烧时的烟气量计算见式（14-27）～式（14-34）。

1. 理论干烟气量

$$V_{dg}^0=V^0-0.0555H_{ar}+0.008N_{ar}+0.007O_{ar} \quad (14\text{-}27)$$

$$m_{dg}^0=1.403V^0-0.11H_{ar}+0.01N_{ar}+0.0138O_{ar}+0.0063S_{c,ar} \quad (14\text{-}28)$$

2. 理论湿烟气量

$$V_{wg}^0=(1+0.0016d)V^0+0.0555(H_{ar}+0.144N_{ar}+0.126O_{ar})+0.0124M_{ar} \quad (14\text{-}29)$$

$$m_{wg}^0=1.403(1+0.00092d)V^0-0.02(H_{ar}-0.5N_{ar}-0.688O_{ar}-0.31S_{ar})+0.01M_{ar} \quad (14\text{-}30)$$

3. 实际干烟气量

$$V_{a,dg}=\alpha V^0-0.0555H_{ar}+0.008N_{ar}+0.007O_{ar} \quad (14\text{-}31)$$

$$m_{a,dg}=(1.293\alpha+0.10754)V^0-0.10924H_{ar}+0.01N_{ar}+0.01373O_{ar}+0.0063S_{c,ar} \quad (14\text{-}32)$$

4. 实际湿烟气量

$$V_{a,wg}=(1+0.0016d)\alpha V^0+0.0555(H_{ar}+0.144N_{ar}+0.126O_{ar})+0.0124M_{ar} \quad (14\text{-}33)$$

$$m_{a,wg}=1.293[\alpha(1+0.001d)+0.085]V^0-0.02[H_{ar}-0.5N_{ar}-0.688O_{ar}-0.313S_{c,ar}]+0.01m_{a,dg} \quad (14\text{-}34)$$

式中 V_{dg}^0，V_{wg}^0，m_{dg}^0，m_{wg}^0——标准状态下 1kg 煤完全燃烧的理论烟气容积（m^3/kg）及烟气质量（kg/kg）；
$V_{a,dg}$，$V_{a,wg}$，$m_{a,dg}$，$m_{a,wg}$——标准状态下 1kg 煤完全燃烧的实际烟气容积（m^3/kg）及烟气质量（kg/kg）。

（四）1kg 煤燃烧产物的烟气标准密度

1. 干烟气标准密度

干烟气的标准密度 $\rho_{a,dg}$ 的计算见式（14-35）。

$$\rho_{a,dg}=\frac{(1.293\alpha+0.10754)V^0-0.10924H_{ar}+0.01N_{ar}+0.01373O_{ar}+0.00063S_{c,ar}}{\alpha V^0-0.0556H_{ar}+0.008N_{ar}+0.007O_{ar}} \quad (14\text{-}35)$$

也可采用下列近似经验式（14-36）。

$$\rho_{a,dg}=1.446-0.059\alpha \tag{14-36}$$

式中 $\rho_{a,dg}$——标准状态下干烟气的标准密度，kg/m³。

该式用于国内各煤种时的相对误差不大于±5‰。

2. 实际燃烧产物的烟气标准密度

实际燃烧产物的烟气标准密度 ρ_g 可选用式（14-37）～式（14-39）中的一种进行计算。

（1）按燃烧产物的质量平衡为基础的计算见式（14-37）。

$$\rho_g=\frac{1-A_{ar}/100+1.306\alpha V^0}{V_{a,wg}} \tag{14-37}$$

（2）按湿烟气为基础的计算见式（14-38）。

$$\rho_g=\frac{m_{a,wg}}{V_{a,wg}} \tag{14-38}$$

（3）按干烟气为基础的计算见式（14-39）。

$$\rho_g=\rho_{a,dg}\frac{V_{dg}}{V_{a,wg}}+0.804\frac{V_{H_2O}}{V_{a,wg}} = \rho_{a,dg}-(\rho_{a,dg}-0.804)\gamma_{H_2O} \tag{14-39}$$

式中 ρ_g——标准状态下实际烟气的标准密度，kg/m³。

（五）燃烧产物中的飞灰浓度

飞灰浓度可按式（14-40）计算。

$$\mu_g=\frac{10A_{ar}\alpha_{fly}}{V_{a,dg}} \tag{14-40}$$

式中 μ_g——标准状态下飞灰浓度，g/m³；

α_{fly}——飞灰份额。

锅炉飞灰份额参考值 α_{fly} 见表 14-2。

表 14-2 锅炉飞灰份额参考值 α_{fly}*

煤种	煤粉炉			旋风炉		循环流化床
	固态排渣	液态排渣		立式	卧式	沸腾炉及低循环倍率
		开式	半开式			
无烟煤	～0.9**（无烟煤、贫煤、烟煤、褐煤）	0.85	0.85	BTИ 型，0.5～0.6	煤粉（烟煤、褐煤）：0.8。煤屑（烟煤）：0.8～0.85（无烟煤、贫煤、烟煤、褐煤）	
贫煤		0.8（贫煤、烟煤）	0.8	0.6～0.8（贫煤、烟煤）		0.4～0.6（贫煤、烟煤）
烟煤			0.7～0.8			
褐煤		0.7～0.8	0.6～0.7	KSG 型 0.8～0.85		

* 本表数据仅用于计算飞灰浓度，不能作为灰、渣分配的比例依据。

** 其中省煤器下部沉降灰3%，空气预热器下部沉降灰0%～5%。

（六）烟气比焓值

（1）烟气比焓 h_g 计算见式（14-41）和式（14-42）：

$$h_g=h_g^0+(\alpha-1)h_a^0+h_{fly} \tag{14-41}$$

$$h_g^0=(V_{RO_2}\cdot c_{CO_2}+V_{N_2}\cdot c_{N_2}+V_{H_2O}^0\cdot c_{H_2O})\theta_g \tag{14-42}$$

式中 h_g^0——理论烟气的比焓，kJ/kg；

h_g——实际烟气的比焓，kJ/kg；

c_{CO_2}，c_{N_2}，c_{H_2O}——CO_2、N_2和水蒸气（H_2O）的比热容，kJ/（m³·℃）；

θ_g——烟气温度，℃；

h_a^0——理论空气的比焓，kJ/kg。

（2）烟气比热容 c_g 计算见式（14-43）。

$$c_g=\frac{h_g}{V_{a,wg}} \tag{14-43}$$

式中 c_g——烟气比热容，kJ/（m³·℃）。

（3）飞灰比焓 h_{fly} 计算见式（14-44）。

$$h_{fly}=\frac{A_{ar}}{100}\alpha_{fly}c_{fly}\theta_g \tag{14-44}$$

式中 c_{fly}——飞灰比焓，kJ/kg。

当燃料含灰较少（$A_{sp}\leqslant 6$ 时）h_{fly} 可略而不计。

（七）脱硫装置设计时燃烧产物中硫氧化物排放

（1）1kg 煤燃烧产物中 SO_2 生成量计算公式为：

$$[V_{SO_2}]_{em}=K_s\cdot K_{sp}\cdot V_{SO_2}^0=0.007K_s\cdot K_{sp}\cdot S_{c,ar} \tag{14-45}$$

其中 K_s 和 A_b 的值分别按式（14-46）和式（14-47）计算。

$$K_S=0.63+0.345(0.99)^{A_b} \tag{14-46}$$

$$A_b=0.239\alpha_{fly}A_{sp}(7CaO+3.5MgO+Fe_2O_3) \tag{14-47}$$

式中 $[V_{SO_2}]_{em}$——标准状态下 1kg 煤燃烧产物中生成的 SO_2 容积，m³/kg；

$V_{SO_2}^0$——标准状态下理论燃烧产物中的 SO_2 容积，m³/kg；

A_b——煤灰的碱度；

CaO，MgO，Fe_2O_3——灰中氧化钙、氧化镁和氧化铁的百分比，%；

A_{sp}——煤的折算含灰量。

（2）硫氧化物排放浓度 c_{SO_2}（干基烟气）计算见式（14-48）。

$$c_{SO_2}=\frac{[V_{SO_2}]_{em}\rho_{SO_2}\cdot 10^6}{V_{a,dg}}$$

$$=\frac{2\times10^4 K_s K_{sp} S_{c,ar}}{V_{a,dg}}\text{mg/m}^3$$

（干基，标准状态下实际含氧量）

$$=\frac{2\times10^4 K_s K_{sp} S_{c,ar}}{V_{a,dg}}\times\frac{15}{21-O_2}\text{mg/m}^3$$

（干基，标准状态下6%含氧量）

(14-48)

在大气污染物排放计算中，$V_{a,dg}$ 中的过量空气系数α按 1.4（即 6%含氧量）取用。

（八）燃烧产物中 SO_3 排放量

（1）1kg 煤燃烧产物中 SO_3 生成量计算见式（14-49）。

$$V_{SO_3}=0.007K_s K_{sp} S_{c,ar} K_{SO_3} \tag{14-49}$$

式中 V_{SO_3} ——标准状态下 1kg 煤燃烧产物中 SO_3 生成量，m^3/kg。

（2）SO_3 排放浓度 c_{SO_3}（干基烟气）计算见式（14-50）。

$$c_{SO_3}=\frac{V_{SO_3}\cdot\rho_{SO_3}\cdot10^6}{V_{a,dg}}$$

$$=25\times10^3 K_s K_{sp} K_{SO_3} S_{c,ar}/V_{a,dg}\ \text{mg/m}^3$$

（干基，标准状态下实际含氧量）

$$=\frac{25\times10^3 K_s\cdot K_{sp}\cdot K_{SO_3} S_{c,ar}}{V_{a,dg}}\times\frac{15}{21-O_2}\text{mg/m}^3$$

（干基，标准状态下 6%含氧量） (14-50)

（3）脱硝装置出口的 SO_3。当锅炉配备选择性催化还原（SCR）烟气脱硝装置时，除 SCR 反应器前烟气中的 SO_3 含量外，还应考虑 SO_2 在二次反应期中被催化氧化成的 SO_3 量。在选择催化剂及脱硝运行方式时，宜考虑使 SO_2 向 SO_3 的转化率控制在 1%以内。

二、锅炉机组整体烟气量计算

（1）容积流量计算见式（14-51）。

$$V_{gi}=[V_{wg}^0+(\alpha_i-1)V_w^0]\times B_{cal}\times\frac{t_{g,i}+273}{273}\cdot\frac{101.3}{p_{g,i}} \tag{14-51}$$

（2）质量流量计算见式（14-52）。

$$G_{g,i}=m_{a,wg}\cdot B_{cal} \tag{14-52}$$

式中 V_{gi} ——标准状态下锅炉机组燃烧容积烟气量，m^3/h；

G_{gi} ——标准状态下锅炉机组燃烧质量烟气量，kg/h；

V_w^0 ——理论湿空气量，m^3/kg；

α_i ——烟气流程中计算点的过量空气系数；

B_{cal} ——单位时间耗煤量，kg/h；

$t_{g,i}$ ——烟气流程中计算点烟温，℃；

$p_{g,i}$ ——烟气流程中计算点烟气压力，kPa；

$m_{a,wg}$ ——1kg 煤完全燃烧的烟气质量，kg/kg。

三、烟气露点温度

（一）烟气中水蒸气露点温度计算

当已知烟气中的含湿量 d_g（g/kg 干烟气）时，可按下式计算烟气中的水蒸气露点温度（水露点）t_{DP}^0：

（1）当 d_g=3.8～160g/kg 时，露点温度计算公式为

$$t_{DP}^0=\frac{236.908\left\{0.21433+\lg\left[\frac{d_g\cdot p_g}{(804/\rho_{d\cdot g})+d_g}\right]\right\}}{7.491-\left\{0.21433+\lg\left[\frac{d_g\cdot p_g}{(804/\rho_{d\cdot g})+d_g}\right]\right\}} \tag{14-53}$$

（2）当 d_g=61～825g/kg 时，露点温度计算公式为

$$t_{DP}^0=\frac{238.1\left\{0.20974+\lg\left[\frac{d_g\cdot p_g}{(804/\rho_{dg})+d_g}\right]\right\}}{7.4962-\left\{0.20974+\lg\left[\frac{d_g\cdot p_g}{(804/\rho_{dg})+d_g}\right]\right\}} \tag{14-54}$$

式中 p_g——烟气绝对压力，kPa；

d_g——烟气含湿量，g/（kg 干烟气）；

ρ_{dg} ——标准状态下干烟气密度，kg/m^3。

当空气的绝对压力为 p_a=100.725kPa 时，也可按表 14-3 查取相应含湿量下的露点温度 t_{DP}^0。

表 14-3 空气含湿量与露点

露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）	露点 t_{DP}^0（℃）	含湿量 d_m（g/kg）
0	3.789	1	4.075	2	4.380	3	4.706	4	5.053	5	5.423	6	5.817

续表

露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)	露点 t_{DP}^0 (℃)	含湿量 d_m (g/kg)
7	6.236	21	15.72	35	36.74	49	82.03	63	182.6	77	443.1		
8	6.681	22	16.74	36	38.95	50	86.80	64	193.7	78	475.9		
9	7.155	23	17.82	37	41.29	51	91.85	65	205.6	79	512.1		
10	7.659	24	18.96	38	43.76	52	97.21	66	218.2	80	552.0		
11	8.195	25	20.17	39	46.36	53	102.9	67	231.8	81	596.4		
12	8.764	26	21.44	40	49.11	54	108.9	68	246.4	82	645.9		
13	9.369	27	22.79	41	52.02	55	115.2	69	262.0	83	701.6		
14	10.01	28	24.22	42	55.09	56	122.0	70	278.8	84	764.5		
15	10.69	29	25.72	43	58.34	57	129.1	71	297.0	85	835.9		
16	11.41	30	27.32	44	61.76	58	136.7	72	316.7	86	918.0		
17	12.18	31	29.00	45	65.38	59	144.8	73	337.8	87	1013		
18	12.99	32	30.78	46	69.19	60	153.4	74	360.8	88	1124		
19	13.85	33	32.66	47	73.24	61	162.5	75	385.9	89	1256		
20	14.75	34	34.56	48	77.51	62	172.3	76	413.1	90	1416		

（二）烟气酸露点温度

1. 按燃煤成分为基准的计算方法

燃煤锅炉的烟气酸露点按式（14-55）计算，其适用范围为烟气温度在酸露点以上，即对于烟气余热利用系统为省煤器出口至（降温幅度在酸露点以下的）烟气换热器进口或至湿法脱硫塔进口。

$$t_{DP}=t_{DP}^0+\frac{\beta(S_{sp})^{\frac{1}{3}}}{1.05^n} \quad (14\text{-}55)$$

$$S_{sp}=S_{c,ar}\times\frac{4182}{Q_{net,ar}} \quad (14\text{-}56)$$

$$n=\alpha_{fly}\cdot A_{sp} \quad (14\text{-}57)$$

$$A_{sp}=A_{ar}\times\frac{4182}{Q_{net,ar}} \quad (14\text{-}58)$$

式中 t_{DP}——烟气酸露点温度，℃；

t_{DP}^0——烟气中水蒸气露点温度，℃；

S_{sp}——燃料折算硫分；

n——指数，表征飞灰含量对酸露点影响的程度；

α_{fly}——飞灰份额，对煤粉炉α_{fly}=0.8～0.9；

A_{sp}——燃料折算灰分；

β——与炉膛出口过量空气系数α_F有关的参数，α_F=1.2时β=121；α_F=1.4～1.5时，β=129。一般工程计算中可取β=125。

2. 按烟气成分为基准的计算方法

当烟气温度降低到以式（14-55）计算得出的酸露点温度以下时，由于烟气中气态SO_3的冷凝导致其分压力的下降，烟气中SO_3成分与煤成分无相关性，故式（14-55）已不适用。因此，应采用按烟气成分为基准的经验式（14-59）或式（14-61）计算烟气酸露点。例如，低低温除尘器上游的烟气换热器出口部分的冷却后的烟气及低低温除尘器下游的烟气，湿法脱硫塔下游的烟气即属于式（14-59）和式（14-61）适用的范围。

（1）推荐作为下限式的计算按式（14-59）计算。

$$t_{DP}=255+27.6\lg p_{SO_3}+18.7\lg p_{H_2O} \quad (14\text{-}59)$$

$$p_{SO_3}=\frac{K_{SO_3}V_{SO_2}}{V_{a,wg}}p_g=\frac{K_{SO_3}0.007S_{c,ar}}{V_{a,wg}}\cdot p_g \quad (14\text{-}60)$$

式中 p_{SO_3}——烟气中SO_3分压力，at；

p_{H_2O}——烟气中水蒸气分压力，at；

p_g——烟气绝对压力，at；

K_{SO_3}——SO_3转化率。

（2）推荐作为上限式的计算式按式(14-61)计算。

$$t_{DP}=186+26\lg SO_3+20\lg H_2O \quad (14\text{-}61)$$

$$SO_3=\frac{V_{SO_3}}{V_{a,wg}}\times100\%=\frac{K_{SO_3}\cdot V_{SO_2}}{V_{a,wg}}\times100\% \quad (14\text{-}62)$$

$$H_2O=\frac{V_{H_2O}}{V_{a,wg}}\times100\% \quad (14\text{-}63)$$

式中 SO_3——烟气中 SO_3 容积份额，%；

H_2O——烟气中水蒸气容积份额，%。

（3）SCR 脱硝装置出口烟气酸露点的计算。烟气通过 SCR 烟气脱硝装置时因 SCR 催化作用而形成新的 SO_3 转化率，此时烟气酸露点温度的增幅可按式（14-64）估算：

$$\Delta t_{DP}=26\lg[(K_{SO_3}+K_{SCR,SO_3})/K_{SO_3}] \quad (14\text{-}64)$$

式中 K_{SCR,SO_3}——烟气通过 SCR 催化剂时形成的 SO_3 转化率，一般可按 1%（0.01）选取。

四、烟气净化系统的烟气量和热力计算

（一）干法除尘系统的烟气量

1. 引风机进口烟气量

引风机进口烟气容积流量 $V_{ID,S}$（m³/h）和质量流量 $G_{ID,S}$（kg/h）分别按式（14-65）和式（14-66）计算。

$$V_{ID,S}=(V_{a,wg}+\Delta\alpha_{ID,S}\cdot V_w^0)\cdot B_{cal}\cdot\frac{t_{ID,S}+273}{273}\cdot\frac{101.3}{p_{ID}} \quad (14\text{-}65)$$

$$G_{ID,S}=(m_{a,wg}+1.293\Delta\alpha_{ID,S}\cdot V_w^0)\cdot B_{cal} \quad (14\text{-}66)$$

$$\Delta\alpha_{ID,S}=\Delta\alpha_P+\Delta\alpha_{DUC,C} \quad (14\text{-}67)$$

$$t_{ID,S}=\frac{\alpha_{SG}t_{SG}+\Delta\alpha_{ID,S}\cdot t_{aa}}{\alpha+\Delta\alpha_{ID,S}} \quad (14\text{-}68)$$

式中 $V_{a,wg}$，$m_{a,wg}$——空气预热器出口 1kg 煤的烟气量，m³/kg（kg/kg）；

$\Delta\alpha_{ID,S}$——引风机前漏风系数；

$\Delta\alpha_P$——除尘器（含除尘器前烟道）漏风系数；

$\Delta\alpha_{DUC,C}$——除尘器至引风机前烟道的漏风系数；

$t_{ID,S}$——引风机进口处烟气温度，℃；

α_{SG}——空气预热器出口处过量空气系数；

t_{SG}——锅炉排烟温度（修正后），℃；

t_{aa}——冷空气温度，℃；

p_{ID}——引风机入口平均静压，Pa。

2. 烟囱入口烟气量

烟囱入口烟气量 V_{IC}（m³/h）和 G_{IC}（kg/h）可按式（14-69）～式（14-75）计算。

$$V_{IC}=V_{ID}\pm(\Delta\alpha_{DUC,C}\cdot V_w^0)B_{cal}\frac{t_{IC}+273}{273}\cdot\frac{101.3}{p_{IC}} \quad (14\text{-}69)$$

$$V_{ID}=V_{ID,S}\frac{t_{IC}+273}{t_{ID,S}+273}\cdot\frac{p_{ID}}{p_{IC}} \quad (14\text{-}70)$$

$$t_{IC}=\frac{\alpha_{ID}(t_{ID}+\Delta t_{ID})+\Delta\alpha_{DUC,C}\cdot t_{aa}}{\alpha_{ID}+\Delta\alpha_{DUC,C}} \quad (14\text{-}71)$$

$$t_{IC}=t_{ID}+\Delta t_{ID} \quad (14\text{-}72)$$

$$\Delta t_{ID}=9.65\times10^{-4}H_{ID}/\rho_g\cdot\eta_{ID} \quad (14\text{-}73)$$

式中 V_{IC}——烟囱入口烟气体积流量，m³/h；

$\Delta\alpha_{DUC,C}$——引风机至烟囱区间烟道的漏风系数，当烟道内为正压时，取（–）值；

V_{ID}——引风机出口烟气体积流量，m³/h；

p_{IC}——引风机出口烟道平均静压，Pa；

t_{IC}——烟囱入口处烟气温度，℃；当烟道内为负压时，t_{IC}：按式（14-71）计算；当烟道内为正压时，t_{IC} 按式（14-72）计算；

Δt_{ID}——引风机内烟气温升，℃，按式（14-73）计算；

H_{ID}——引风机全压头，Pa；

ρ_g——烟气密度，kg/m³；

η_{ID}——引风机全效率。

$$G_{IC}=G_{ID}\pm1.293\Delta\alpha_{DUC,C}\cdot V_w^0\cdot B_{cal} \quad (14\text{-}74)$$

$$G_{ID}=G_{ID,S} \quad (14\text{-}75)$$

式中 G_{ID}——引风机出口烟气质量流量，kg/h；

G_{IC}——烟囱入口烟气质量流量，kg/h；

$G_{ID,S}$——引风机入口烟气质量流量。

（二）湿法脱硫系统的热力计算

湿法脱硫系统的热力计算属脱硫岛工作范围。当缺乏该项资料而又有需要时，可参照下列方法进行近似估算。

1. 湿烟气的热力计算

（1）烟气温降 Δt_p

1）不设 GGH 时，Δt_p 按式（14-76）确定：

$$\Delta t_P=t_{FGD1}+\Delta t_{FGD}-t_m \quad (14\text{-}76)$$

$$t_{FGD1}=t_1+\Delta t_{BUF} \quad (14\text{-}77)$$

式中 t_{FGD1}——脱硫吸收塔入口烟温，℃；

Δt_{BUF}——增压风机中的烟气温升，引增合并后 Δt_{BUF}=0，℃；

Δt_{FGD}——脱硫吸收塔中因反应热及浆液循环泵等辅机机械能转化热量所引起的烟气温升，在近似估算中可取 Δt_{FGD} = 0～3℃；

t_m——脱硫吸收塔中饱和湿烟气的温度，℃。

2）设 GGH 时，Δt_p 按式（14-78）计算。

$$\Delta t_p=(t_1-\Delta t_{GGH})-t_m \quad (14\text{-}78)$$

式中 Δt_{GGH}——GGH 原烟气侧的温降，℃。

（2）脱硫塔中的蒸发水量，按式（14-79）计算。

$$\Delta H=\frac{[(c_{dg}/4.187)+0.47H_1][\Delta t_p-3L_B\Delta t]}{595+0.47t_m-t_s} \quad (14\text{-}79)$$

式中 ΔH——脱硫塔蒸发水量，kg/kg 干烟气；

H_1——脱硫塔进口的烟气气态含湿量，kg/kg 干烟气；

L_B——脱硫塔的排水率，kg/m³ 烟气；

t_s——喷淋水初温，℃。

（3）脱硫塔后的烟气气态含湿量和水蒸气分压力，按式（14-80）和式（14-81）计算。

$$H_2=H_1+\Delta H \quad (14\text{-}80)$$

$$p''_{H_2O}=\frac{H_2}{0.6+H_2}p_g \quad (14\text{-}81)$$

式中 H_2——脱硫塔后的烟气气态含湿量，kg/kg 干烟气；

p''_{H_2O}——水蒸气分压力，Pa。

（4）脱硫后的烟气的总含湿量 H''_2 按式（14-82）计算。

$$H''_2=H_2+(\Delta M_m/\rho_{dg})\cdot 10^{-3} \quad (14\text{-}82)$$

式中 ΔM_m——脱硫塔出口烟气的雾滴浓度，mg/m³。

（5）脱硫岛出口烟气量按式（14-83）和式（14-84）计算。

容积流量（m³/h）为

$$V_{FDG}=\left(V_{ID,S}+\frac{\Delta H}{0.804}V^0_{dg}+\Delta\alpha_{FDG}\cdot V^0_w\right)\cdot B_{cal}\cdot\frac{t_m+273}{273}\cdot\frac{101.3}{p_{FGD}} \quad (14\text{-}83)$$

质量流量（kg/h）为

$$G_{FGD}=(m_{awg}+\Delta H\cdot V^0_{dg}+1.293\Delta\alpha_{FGD}\cdot V^0_w)\cdot B_{cal} \quad (14\text{-}84)$$

$$\alpha_{FGD}=\alpha_{FGD,S}+\Delta\alpha_{FGD}+\Delta\alpha_{DUC,FGD} \quad (14\text{-}85)$$

式中 ΔH——脱硫岛的烟气增湿量，kg/kg 干烟气；

t_m——脱硫岛出口烟温，℃；

α_{FGD}——脱硫岛出口过量空气系数；

$\alpha_{FGD,S}$——脱硫岛入口过量空气系数；

$\Delta\alpha_{FGD}$——脱硫岛漏风系数；

$\Delta\alpha_{DUC,FGD}$——脱硫岛出口烟气漏风系数；

p_{FGD}——脱硫岛出口烟气平均静压，kPa。

（6）脱硫岛出口烟气密度 ρ''_g 的数据应由脱硫岛提供。工程设计中也可按式（14-86）进行核算。

$$\rho''_g=(1-\gamma''_{H_2O})\rho_{a,dg}+\gamma''_{H_2O}\cdot 0.084 \quad (14\text{-}86)$$

$$\gamma''_{H_2O}=\frac{H_2}{0.6+H_2} \quad (14\text{-}87)$$

式中 $\rho_{a,dg}$——标准状态下干烟气密度，kg/m³；

γ''_{H_2O}——脱硫岛出口湿烟气中的水蒸气容积份额。

2. 烟气再热系统的热力计算

（1）采用热烟气掺混的湿烟气再热系统。

1）热的原烟气掺混到湿的净烟气中的比例 $\gamma_{h,Rg}$ 可按式（14-88）计算。

$$\gamma_{h,Rg}=\frac{G_{h,Rg}}{G_{h,Rg}+G_{w,cg}}=K_{RH}\frac{c_{m,g}\cdot t_{m,g}-c_{w,cg}\cdot t_{w,cg}}{c_{h,Rg}\cdot t_{h,Rg}-c_{w,cg}\cdot t_{w,cg}}\times 100\% \quad (14\text{-}88)$$

式中 $G_{h,Rg}$——热的原烟气的抽取量，kg/h；

$G_{w,cg}$——湿的净烟气的流量，kg/h；

$t_{h,Rg}$——热的原烟气温度，℃；

$t_{w,cg}$——湿的净烟气温度，℃；

$t_{m,g}$——再热后混合烟气的温度，一般取 t_{mg}=80～90℃，℃；

$c_{h,Rg}$——原烟气的比热容，kJ/（kg·℃）；

$c_{w,cg}$——湿烟气的比热容，kJ/（kg·℃）；

$c_{m,g}$——混合烟气的比热容，kJ/（kg·℃）；

K_{RH}——计及湿烟气湿度的系数。

2）热烟的掺混比例应与所要求的最终脱硫效率相适应。采用热烟气掺混再热系统的最终脱硫效率可按式（14-89）计算：

$$\eta'_{SO_2}=\eta_{SO_2}\left(1-\frac{\gamma_{h,Rg}}{100}\right) \quad (14\text{-}89)$$

式中 η'_{SO_2}——最终脱硫效率，%；

η_{SO_2}——湿的净烟气的脱硫效率，%。

（2）采用 GGH 的湿烟气再热系统热力计算通常由脱硫岛提供。

五、增湿烟气热力特性的计算

（一）湿烟气的“湿度-温度”曲线

在湿法脱硫中得到增湿的湿烟气，其热力特性可用“湿度-温度”特性曲线来表述。该曲线由下列两部分曲线所组成。

1. 等相对湿度特性曲线 $H_{mol}=f(t_g)$

烟气的摩尔湿度可按式（14-90）计算：

$$H_{mol}=\frac{\varphi\cdot p_s}{p_1-\varphi p_s}\ （kmolH_2O）/（kmol 干烟气） \quad (14\text{-}90)$$

$$\varphi=\frac{p_{H_2O}}{p_s} \quad (14\text{-}91)$$

式中 φ——烟气相对湿度，为烟气中水蒸气分压力 p_{H_2O} 与同温度下饱和水蒸气压力 p_s 之比；

p_s——烟气温度 t_g 下的饱和水蒸气压力，kPa。

$p_s=f(t_g)$可按式（14-92）确定。

$$\begin{cases} t_s = \dfrac{238.1\lg p_s + 49.94}{7.2865 - \lg p_s} \\ p_s = 10^{\left[\frac{7.2865t_s - 49.94}{238.11 + t_s}\right]} \end{cases} \quad (14\text{-}92)$$

也可选用式（14-93）来确定：

$$\begin{cases} t_s = 6.715 + 13.787\ln p_s + 1.357[\ln p_s]^2 \\ p_s = 5.08[1 - \sqrt{0.808245 + 0.028556t_s}] \end{cases} \quad (14\text{-}93)$$

由上述方程可以确定当烟气相对湿度 φ 为定值时的"湿-温"特性曲线 $H_{mol}=f(t_g)$，参见14-4图左侧的曲线族。

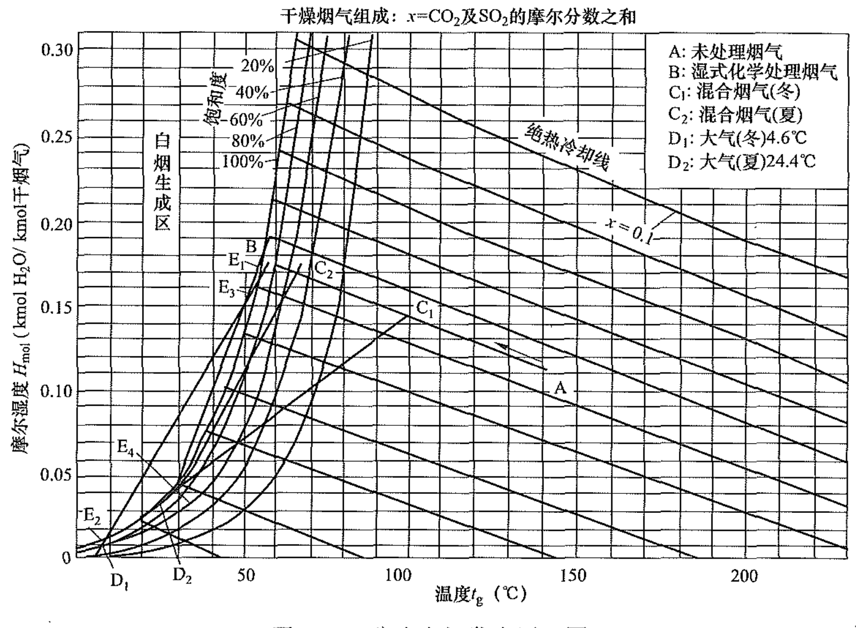


图 14-4　防止白烟发生原理图

2. 烟气绝热冷却线 $H_{mol}=f(t_g)$

根据湿法脱硫塔内热量平衡方程所确定的烟气绝热冷却线可按式（14-94）计算。

$$t_g = t_{as} + \frac{r_{as}}{c_{dg} + c_{H_2O} \cdot H}(H_{as} - H_g) \quad (14\text{-}94)$$

式中　t_{as}——烟气在脱硫塔内被浆液洗涤冷却到饱和状态时的绝热饱和温度，℃；

H_{as}——烟气温度冷却到绝热饱和温度 t_{as} 后所对应的饱和湿度，(kmol H_2O)/(kmol 干烟气)；

t_g、H_g——烟气在绝热冷却过程中的烟温和湿度；

c_{dg}——干烟气的比热容，kJ/（kmol·℃）；

c_{H_2O}——水蒸气的比热容，kJ/（kmol·℃）；

r_{as}——温度 t_{as} 下水的汽化潜热，kJ/(kmol·℃)；

H——烟气在排出脱硫塔到大气中扩散过程中的湿度（工程设计时可用烟气排出脱硫塔的湿度 H_2 代替），(kmol H_2O)/(kmol 干烟气)。

按式（14-94），烟气在绝热状态下的温度和湿度基本上沿着初参数（t_g，H_g）和绝热参数（t_{as}、H_{as}）两点之间所连的一条直线而变化，即图14-4中的绝热冷却线曲线族。图14-4显示：冬季净烟气沿 BD_1 线向 D_1 混合，夏季沿 BD_2 线向 D_2 混合，BD_1 和 BD_2 线超出饱和湿烟气曲线的部分，即在饱和湿烟气曲线左侧为发生白烟区。从 D_1 和 D_2 点分别引饱和线的切线与AB相交于 C_1 和 C_2，此两点的温度即为冬季和夏季净烟气避免发生白烟现象时所需要达到的温度。根据上述两组曲线的交点，可以确定增湿烟气的最终烟温 t_{as} 和最终湿度 H_{as}，并可据此判断在什么情况下将发生冒白烟现象。

（二）湿烟气的比热容、热释放率和冷凝液量

（1）湿烟气的比热容可按式（14-95）计算。

$$c_p'' = (1 - \gamma_{H_2O}'')c_g + \gamma_{H_2O}'' \cdot c_{H_2O} \quad (14\text{-}95)$$

式中　c_p''——标准状态下增湿烟气的比热容，kJ/(m^3·K)；

c_g——标准状态下增湿前干烟气的比热容，kJ/(m^3·K)；

c_{H_2O}——标准状态下水蒸气的比热容，kJ/(m^3·K)；

γ_{H_2O}''——增湿后水蒸气的容积份额。

（2）湿烟气的热释放率按GB 13223—2011《火电厂大气污染物排放标准》中的公式来计算，但对其中的烟囱出口温度 t_s，宜根据排烟筒热工计算的结果来选取。

（3）湿烟气的冷凝液量，宜以排烟筒热工计算所得到的散热温降 Δt_{gs} 为基础，按式（14-96）热平衡方程来估计湿烟囱内的冷凝液生成量。

$$\Delta G_{gs} = 1.43c_p''V_{gs} \cdot \Delta t_{gs} \quad (14\text{-}96)$$

式中　ΔG_{gs}——饱和湿烟气在排烟筒内因散热温降所形成的冷凝液量，kg/h；

V_{gs}——标准状态下流经排烟筒的饱和湿烟气量，m^3/s；

Δt_{gs}——排烟筒的散热温降，℃。

第五节 设 备 选 型

一、引风机选择

(一)引风机形式、台数、风量和压头的选择

300MW 级及以上机组的引风机宜选用轴流式风机，300MW 级以下机组可选用调速离心式风机，但此时应进行预防锅炉内爆工况的安全性评估；若引风机在环境温度下的风机最大工况点（TB 点）风压高于锅炉炉膛设计瞬态承受压力时，不应选用离心式引风机。

（1）每台锅炉宜配置 2 台引风机，不应设备用。

（2）引风机的风量和压头按下列要求选择：

1）引风机的基本风量按燃用设计煤种锅炉在最大连续蒸发量时的烟气量及制造厂保证的空气预热器运行一年后烟气侧漏风量及锅炉烟气系统漏风量之和考虑。

2）引风机的基本压头应按设计煤种锅炉最大连续蒸发量工况计算，应包括制造厂保证的锅炉本体烟气侧阻力（含自生通风及炉膛起始点负压）、烟气脱硝装置、烟气脱硫装置（当与增压风机合并时）、除尘器、其他烟气系统设备及系统阻力。

3）引风机的风量裕量不低于 10%，另加 10～15℃的温度裕量；引风机的压头裕量不低于 20%。

4）对燃烧低热值煤或低挥发分煤的锅炉，当每台锅炉装有 2 台引风机时，应验算风机裕量选择，在单台引风机运行工况下，应能满足锅炉最低不投油稳燃负荷时的需要。

(二)引风机的选型计算

TB 点（表征风机最大工作点）；

100%负荷（表征风机额定工作点，相应于锅炉 BMCR 工况）；

TRL 点（汽轮机额定负荷点，表征风机经济工作点）；

单台风机最大运行工况点（表征风机最大轴功率点）等这几个工况点列出风机选型参数表。

1. 风机容量计算

引风机选型时的基本风量按式（14-97）计算。

$$Q_{\mathrm{cal}}=\frac{1}{Z}B_{\mathrm{cal}}\left[V_{\mathrm{g}}+(1+0.0016)\Delta\alpha_{\mathrm{ID}}\cdot V^{0}\right]\frac{T_{\mathrm{ID}}}{273}\cdot\frac{101.3}{p_{\mathrm{ID}}} \tag{14-97}$$

式中 Q_{cal}——风机选型计算中的基本风量，m^3/s；

B_{cal}——锅炉 BMCR 工况下的计算燃煤量，kg/(s·台炉)；

V_{g}——标准状态下引风机入口的烟气量，m^3/s；

V^0——标准状态下引风机入口的烟气量，m^3/s；

Z——风机台数；

T_{ID}——引风机入口烟温，K；

p_{ID}——引风机入口压力，kPa；

$\Delta\alpha_{\mathrm{ID}}$——引风机入口处漏风系数。

2. 引风机压头计算

引风机选型的压头按式（14-98）计算。

$$H_{\mathrm{cal}}=\sum h_{\mathrm{g}}\pm\sum h_{\mathrm{c}}+h_{\mathrm{F,so}} \tag{14-98}$$

式中 $\sum h_{\mathrm{g}}$——烟气侧总阻力，Pa；

$\sum h_{\mathrm{c}}$——烟气侧自生通风总和，气流向上时为(–)，Pa；

$h_{\mathrm{F,so}}$——炉膛上部负压，对 Π 形炉膛可取 $h_{\mathrm{F,so}}=-20$Pa。

3. 风机招标文件或技术规范书中风机参数的确定

（1）风量。风机技术规范中的风量应以实际吸入状态下的容积流量 Q（m^3/s 或 m^3/h）来表示。当以燃烧系统热力计算中的质量流量 G（kg/s 或 kg/h）作为风机招标基准时，必须同时规定供换算到容积流量所需的实际介质密度 ρ_{sa} 或规定相关的换算条件，以便统一风机选型中的风量数据。

换算按式（14-99）：

$$Q=\frac{G}{\rho_{\mathrm{sa}}}=\frac{G}{\rho_{\mathrm{so}}}\cdot\frac{273+t_{\mathrm{sa}}}{273}\cdot\frac{101.3}{101.3\pm p_{\mathrm{st}}} \tag{14-99}$$

式中 Q——风机技术规范中的风量数据，m^3/s（m^3/h）；

G——按燃烧系统热力计算所确定的烟气质量流量，kg/s（kg/h）；

ρ_{sa}——风机吸入状态下的介质密度，kg/m^3；

ρ_{so}——按燃烧系统热力计算所确定的介质标准密度，kg/m^3；

t_{sa}——风机吸入部位的介质温度，℃；

p_{st}——风机吸入部位的介质静压，对引风机为吸入处静压取负值(–)，kPa。

（2）密度。风机选型中的介质密度应以实际吸入状态下的密度 ρ_{sa} 来表示。对燃烧系统热力计算所提供的介质标准密度 ρ_{so} 应按式（14-35）进行换算。

（3）压头。风机技术规范中的压头应以实际吸入状态下所能达到的风机全压头来表示，故对风机压头及工作密度宜同时加以标注。

(三)引风机选型参数

引风机选型参数按式（14-100）、式（14-101）计算。

流量
$$Q_{\mathrm{s}}=K_{\mathrm{Q}}\cdot Q_{\mathrm{cal}} \tag{14-100}$$

压头
$$H=K_{\mathrm{H}}\cdot K_{\mathrm{f}}\cdot H_{\mathrm{cal}} \tag{14-101}$$

$$K_{\mathrm{r}}=\frac{\rho_{\mathrm{m}}}{\rho_{\mathrm{sa}}} \tag{14-102}$$

式中 Q_{cal}——经过气压修正的基本计算烟风量，m^3/h；

H_{cal} ——经过气压修正的系统基点计算阻力，Pa；

K_Q、K_H ——流量裕量与压头裕量，在确定 T.B 点参数时，按规定的引风机风量和压头的选择取用；对其他工况时，均取为 1.0；

K_r ——当风机实际介质密度与风机制造厂产品设计的介质密度不同时所需考虑的介质密度修正系数，计算式见（14-102），K_r 在选择系列产品（如 G、Y、4-73 型送、引风机）时需进行计算；

ρ_m ——制造厂产品设计中采用的介质密度；

ρ_{sa} ——风机实际使用的介质密度。

（四）引风机的电动机功率计算

引风机轴功率、电动机功率的计算可参见第十一章第五节中“风机的电动机功率计算”。

（五）选型点及工作点与风机特征曲线匹配合理性的校核

风机选型计算中应对拟选风机的特性曲线与不同计算工况下的烟风系统阻力特性（含静压）曲线进行合成，以检验选型点及工作点与所选风机特性曲线的匹配是否合理，通常应检验下列要求：

（1）工作稳定性：锅炉低负荷运行区间，风机应运行在稳定区。

（2）运行经济性：锅炉额定负荷工况下风机处于高效率区，并根据机组运行方式，校核锅炉变工况区间风机的经济性。

（3）并联运行风机工作的可靠性：对并联运行的轴流式风机还应进行启动工况下并联风机与管网合成特性曲线的校验，使第二台风机的启动过程线位于风机失速线以下。

（六）风机型号尺寸的选择

（1）离心式风机型号尺寸的选择应使设计工况点即 TB 点尽可能接近调节装置在最大开度时的风量——风压曲线，并且位于风机特性曲线最高效率点的右侧，其效率值宜不低于风机最高效率的 90%。

（2）轴流式风机型号尺寸的选择，应使汽轮发电机组在经济负荷下（一般为发电机组额定出力）运行时，风机处于最高效率区运行。为此，风机的设计工况点（TB 点）应落在比相应最高效率工况调节器（包括动叶或静叶调节装置）开度再开大 10°～15°的曲线上。

（3）轴流式风机型号尺寸选择时应保证风机有足够的失速裕度，失速裕度可用失速安全系数 K 来表示，K 由设计工况点和该开度下（动叶调节时为动叶角度，静叶调节时为调节导叶角度）的失速工况点（或最大压力点）的风量、风压按式（14-103）求出。在选型设计时，宜选取 $K \geqslant 1.3$，K 按式（14-103）计算。

$$K = \frac{p_K}{p}\left(\frac{q}{q_K}\right)^2 \quad (14\text{-}103)$$

式中 p、q——设计工况点的风压和风量；

p_K、q_K——失速工况点的风压和风量。

（4）离心式送风机、引风机一般选用入口导向器进行调节。可采用变频器、液力耦合器等变速调节装置进行变速调节。

二、除尘器选择

（一）一般规定

（1）除尘设备形式选择，应根据环境影响评价对烟气排放粉尘量及粉尘浓度的要求、炉型、煤灰特性、工艺、场地条件及灰渣综合利用要求等因素确定。

（2）在煤种适宜时，宜选用静电除尘器。

（3）当燃用煤种飞灰特性不利于静电除尘器收尘或不能满足环保要求时，可选用布袋除尘器、烟气调质系统加静电除尘器或其他形式的除尘设备。

（4）有条件时，宜考虑采用低低温除尘器系统。

（二）静电除尘器

1. 静电除尘器台数、容量的选择

（1）200MW 级及以上机组，每台锅炉设置的静电除尘器台数不宜少于 2 台，200MW 级以下机组可只设 1 台。

（2）静电除尘器保证效率的前提条件。

1）除尘器的烟气流量为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，另加 10%的裕量；烟气温度为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气温度加 10～15℃，并停用其中一个供电区时。

2）除尘器的烟气流量为燃用校核煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，烟气温度为燃用校核煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下空气预热器出口烟气温度。

2. 静电除尘器选型

通常由设计单位提出飞灰特性、烟气量、烟温等设计资料及除尘效率、出口浓度、控制指标等要求，由制造厂进行具体的选型计算。

（1）飞灰化学成分对静电除尘器选型的判别准则参见表 14-4。

（2）飞灰比电阻对静电除尘器工作影响的判断，可参考表 14-5。

（3）每台锅炉宜配置的静电除尘器台数可参考表 14-6。

表 14-4　　静电除尘器选型的飞灰成分除尘指数分级

静电除尘性能	低温性能			高温性能	
	低温除尘指数	S_{ar}	Na_2O	高温除尘指数	$SiO_2+Al_2O_3$
容易	≥3	≥1%	≥1%	≤15	<85%～90%
尚可	1～3	0.1%～1%	0.1%～1%	15～40	<85%～90%
难收尘	≤1	<0.1%	<0.1%	≥40	>90%

注　低温除尘指数 = Na_2O+MgO

高温除尘指数 = $(Na_2O+K_2O+MgO+CaO+Fe_2O_3)/Na_2O$

表 14-5　　飞灰比电阻对静电除尘器工作影响

飞灰比电阻 Ω·cm	对电除尘器运行的影响
10^4～10^7	具有高导电性，通常因飞灰中含碳量高，振打清灰过程易产生二次扬尘
10^8～10^9	具有通常的导电性，适合电除尘器运行
10^{10}～10^{11}	能使电除尘器具有最佳运行范围，适合电除尘器运行
10^{12}～10^{13}	具有高比电阻，通常可因煤含硫量较低（<1%）；飞灰中（$Al_2O_3+SiO_2$）高（≥85%）、Na_2O 少（<0.5%）而引起
>10^{13}	高比电阻，属难收尘的粉尘

表 14-6　　不同容量锅炉配置的静电除尘器台数

编号	机组容量	配置除尘器台数
1	50MW	1 台
2	125MW	1～2 台
3	200～300MW	2 台
4	600MW	2 台
5	1000MW	2 台

（三）布袋除尘器

1. 布袋除尘器台数、容量的选择

（1）每台炉配置的布袋除尘器数量不宜少于 2 台。

（2）所选用的布袋除尘器在下列任一条件下仍应能达到保证的除尘效率：

1）除尘器的烟气流量为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，另加 10%的裕量；烟气温度为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下空气预热器出口烟气温度加 10～15℃；并停运 1 列（指一个通道或一个进气室）布袋除尘器时。

2）除尘器的烟气流量为燃用校核煤种时锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，烟气温度为燃用校核煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下空气预热器出口烟气温度。

2. 布袋除尘器选型

（1）布袋除尘器选型通常由设计单位提出烟气流量、烟气成分、烟温、湿度、粉尘特性和布置条件等设计资料及除尘效率、出口浓度等要求，由制造厂进行具体选型计算，设计部门对其选型结果进行核查。

1）可选择利用烟气反吹的“分室反吹型”或利用压缩空气反吹的“脉冲反吹型”袋式除尘器；对于小容量机组也可选用机械振打型袋式除尘器。

2）布袋除尘器应采用若干独立的过滤仓室并联运行，并联过滤仓室数确定如下：锅炉蒸发量大于 400t/h 且小于 670t/h 时，过滤仓室数不少于 3 个；锅炉蒸发量不小于 670t/h 时，过滤仓室数不少于 4 个。

（2）布袋除尘器的整体设计应满足下列要求：

1）应设置具有良好进气分配和粗颗料粉尘分离功能的导流装置，避免对滤袋形成局部高速、高浓度的含尘气流冲刷区，以提高除尘装置效率、延长滤袋使用寿命。

2）当入口烟气含尘浓度高时，宜设预除尘装置。

3）应设置离线保护系统，系统由喷雾降温设施、测温仪、压力检测装置、滤袋检漏设施及旁路烟道等所组成。

4）处理湿度高的含尘烟气时，应采取完善的保温或加热措施，避免结露形成“糊袋”现象。

（四）电袋除尘器

（1）每台炉配置的电袋除尘器数量不宜少于 2 台。

（2）所选用的电袋除尘器在下列任一条件下仍应能达到保证的除尘效率：

1）除尘器的烟气流量为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，另加 10%的裕量；烟气温度为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下空气预热器出口烟气温度加 10～15℃；电除尘器区域一个供电分区不投入工作时。

2）除尘器的烟气流量为燃用校核煤种时锅炉最大连续蒸发量工况下的空气预热器出口烟气量，烟气温度为燃用校核煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下空气预热器出口烟气温度。

（3）电袋除尘器为电除尘器和布袋除尘器的组合，需同时满足电除尘器和布袋除尘器的要求。

（五）湿式电除尘器

（1）湿式电除尘器按阳极板的结构特征可分为板

式湿式电除尘器和管式湿式电除尘器。板式湿式电除尘器主要指金属板式湿式电除尘器，管式湿式电除尘器主要指导电玻璃钢管式湿式电除尘器。

（2）所选用的湿式电除尘器在下列任一条件下仍应能达到保证的除尘效率：

1）除尘器的烟气流量为燃用设计煤种在锅炉最大连续蒸发量工况下的脱硫吸收塔出口湿烟气量，另加 10%的裕量；湿式电除尘器入口烟气温度应小于60℃，且烟气为饱和烟气。

2）除尘器的烟气流量为燃用校核煤种时锅炉最大连续蒸发量工况下的脱硫吸收塔出口湿烟气量，烟气温度为脱硫吸收塔出口烟气温度。

3）湿式电除尘器一个供电分区不投入工作的工况下。

（3）湿式电除尘器入口颗粒物浓度应采用脱硫出口浓度作为保证值。

（4）湿式电除尘器装置按照布置分为一体式和分体式，按照结构形式分为立式和卧式。

（5）板式湿式电除尘器电场内烟气流速不宜大于3.5m/s。管式湿式电除尘器电场内烟气流速不宜大于3.0m/s。

第六节 烟　　囱

一、烟囱的选择

（一）一般规定

（1）发电厂应根据气象参数、脱硫岛出口烟气参数同时建设的锅炉台数、全厂燃煤 SO_2 排放量、SO_2 排放浓度、SO_2 落地浓度等数据进行计算，结合烟囱布置条件，优化确定烟囱形式、烟囱高度、烟囱座数、烟囱内筒个数及出口内径。

（2）烟气腐蚀性等级是烟囱选型设计的主要依据。对烟气腐蚀性等级可按烟气腐蚀性指数（烟气腐蚀性指数的计算和等级划分见表 4-10）和结露温度的安全裕量等因素划分如下：

1）强腐蚀性等级烟气，包括湿法脱硫后不进行再热的饱和湿烟气、烟气腐蚀性指数 $K_{g.c}\geqslant 2.0$ 的原烟气。

2）中等腐蚀性等级烟气，包括湿法脱硫后经GGH 或掺混热烟气加热到具有+25℃以上过热度的湿烟气，干法或半干法脱硫后在 BMCR 工况下烟温不低于露点温度的干烟气，湿法除尘后烟温高于水露点+15℃以上的烟气和烟气腐蚀性指数 $K_{g.c}\leqslant 2.0$ 的原烟气。

3）弱腐蚀性等级烟气，包括干法脱硫后在 THA工况下不低于露点温度的干烟气和烟气腐蚀性指数 $K_{g.c}\leqslant 1.0$ 的原烟气。

（3）烟囱选型设计的原则：

1）带基本负荷的锅炉，应根据烟气腐蚀性等级、锅炉台数和布置条件等因素，对采用单筒烟囱或套筒式烟囱的合理性进行技术经济比较。

2）对于强腐蚀性等级的湿烟气，应按“湿烟囱”的防腐标准进行选型设计，宜采用免维护型的钢内筒烟囱，也可采用多管式防腐型套筒烟囱，且排烟筒内应为全程负压。

3）对于中等腐蚀性等级的湿烟气，应按耐腐型“干烟囱”的标准进行选型设计。可采用耐腐型单筒钢筋混凝土烟囱或多管式耐腐型套筒烟囱；排烟筒内的最高运行正压宜不超过+49Pa。

4）对于弱腐蚀性等级的烟气，可按防腐型“干烟囱”的标准进行选型设计。可采用防腐型单筒钢筋混凝土烟囱或多管式防腐型套筒烟囱；排烟筒内的最高运行正压宜不超过+98Pa。

（二）烟囱台数、高度和排烟筒内径的选择

1. 烟囱台数

接入同一座烟囱的锅炉台数宜按下列范围选用：

600MW 级及以下机组宜为 2～4 台；

600MW 级以上机组宜为 2 台。

2. 烟囱高度的选择

（1）发电厂烟囱高度应按环境影响评价要求确定，且不低于厂区内最高建筑物高度 2 倍。

（2）启动锅炉房的排烟宜直接排入就近的发电锅炉烟囱，当启动锅炉必须设置单独烟囱时，烟囱高度应满足当地环保部门的要求，但不应低于 8m。

3. 烟囱排烟筒内径的选择

（1）烟囱排烟筒的内径按式（14-104）计算：

$$D_{st}=0.0188\sqrt{\frac{Q_{st}}{w_{st}}} \tag{14-104}$$

式中　D_{st}——排烟筒的内径，m；

Q_{st}——进入每根排烟筒的烟气流量，m^3/h；

w_{st}——排烟筒的烟气流速，m/s。

（2）烟囱排烟筒流速的选择应满足下列要求：

1）流速上限按下列要求确定。应避免因流速过高而在烟囱入口处出现正压；对腐蚀性烟气还应避免使排烟筒内部出现局部正压，可按下文中的有关方法进行允许出口流速上限值的计算；

对于湿烟囱，应根据集液系统的设计来选择通烟筒内烟气流速的上限，以保证烟气流速低于二次夹带临界速度，并且还应留有适当的裕度。这将增加液体在烟囱内收集的概率，从而避免随烟气流一起排出烟囱。表 14-7 提供了有关供湿烟囱排烟筒直径选型用的速度上限建议。

表 14-7 湿烟囱排烟筒不同材料防腐层的临界流速

材料	临界流速（m/s）
耐酸砖	13.7
合金	16.8
泡沫玻璃砖	18.3
玻璃钢 FRP	16.8
防腐涂料	16.8

2）流速下限按下列要求确定。为避免出现烟羽下洗，当多台锅炉接入同一座烟囱时，应控制在一台锅炉运行工况（一般按 THA 工况）下的最低出口流速不低于烟囱出口高度处环境平均风速的 1.5 倍；烟囱出口处环境风速 v_s 可按式（14-105）确定。

$$v_s = \overline{v}_{10}\left(\frac{H_s}{10}\right)^{0.15} \tag{14-105}$$

式中 v_{10}——地面 10m 高度处平均风速（采用电厂所在地最近的气象台、站最近 5 年观测的距地面 10m 高处的风速平均值），m/s；

H_s——烟囱几何高度，m。

对于ΔT<35K（ΔT为烟囱进出口温差）的湿烟囱排放，烟囱出口流速还不应低于环评报告在计算烟羽抬升高度中所采用的数值。

3）湿烟囱设计中应对排烟筒的流速进行优化，使之在避免烟羽下洗所要求较高出口流速与减少烟囱下酸雾所要求较低流速之间达到最佳平衡。在排烟筒出口设计成收缩过渡段，是实现湿烟囱流速优化的一种主要方式。

（三）烟囱出口流速上限数值的确定方法

1. 锥型排烟筒

（1）负压运行排烟筒的最高出口烟速$[w_{ZR}]$可按式（14-106）计算。

$$[w_{ZR}] = \sqrt{\frac{2g\Delta\rho d_0}{(\lambda_z + 8\cdot i_0)\rho_g}} \tag{14-106}$$

$$\Delta\rho = \rho_a - \rho_g \tag{14-107}$$

$$\rho_a = \rho_{a0}\frac{273}{273+t_a}\cdot\frac{p_a}{101.3} \tag{14-108}$$

式中 d_0——排烟筒出口内径，m；

i_0——排烟筒内壁坡度；

$\Delta\rho$——烟气与烟囱外空气的密度差，kg/m^3；

ρ_a——环境空气密度，按全年最热月份条件选用；

ρ_{a0}——标准状态下的大气密度，可按 1.285kg/m^3（标准状态下）取用；

ρ_g——排烟筒内烟气密度，按烟囱入口处的烟温和湿度取用；

p_a——当地大气压力，kPa；

λ_z——排烟筒的摩擦阻力系数；

g——重力加速度，g=9.81m/s^2。

（2）微正压运行排烟筒的最高出口烟速$[w_{ZP}]$可按式（14-109）计算。

$$[w_{ZP}] = \sqrt{R_{ZP}}[w_{ZR}] \tag{14-109}$$

$$R_{ZP} - 5R_{ZP}^{0.2} + 4 = \frac{8i_0}{g\Delta\rho d_0}[\Delta p] = A \tag{14-110}$$

式中 R_{ZP}——锥型排烟筒正压运行的静压准则数。

当已知烟囱内壁坡度（出口段）i_0、烟囱出口内径 d_0、烟囱内烟气与周围空气的密度差$\Delta\rho$时，选定排烟筒内允许正压值$[\Delta p]$后，按图 14-5 和表 14-8 来确定相应的 R_{ZP} 值。

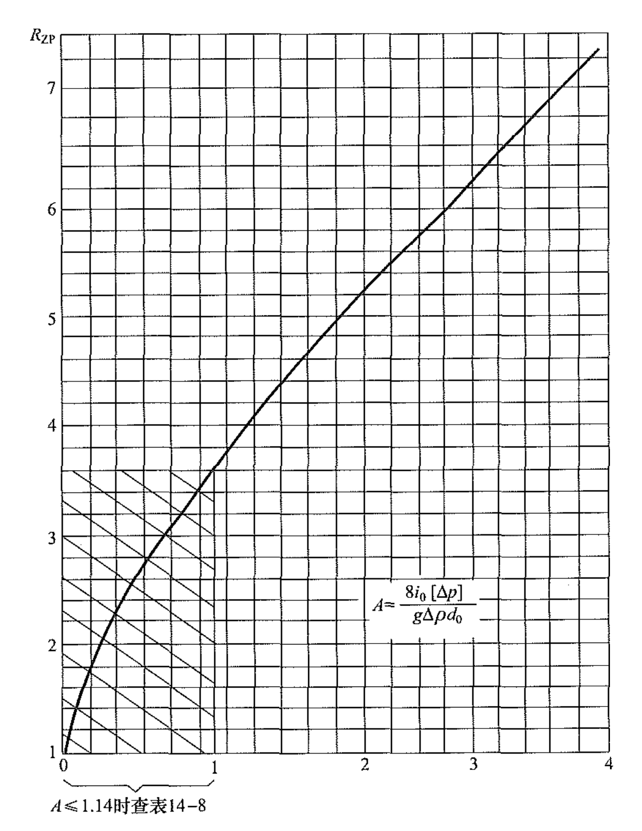


图 14-5 $A=f(R_{ZP})$ 关系曲线（A>1.14）

表 14-8　　$A=f(R_{ZP})$关系表（$A \leqslant 1.14$）

R_{ZP}	1.15	1.20	1.25	1.30	1.35	I40	1.45	1.50	1.55	1.60
A	0.0083	0.0143	0.0218	0.0306	0.0407	0.0519	0.0643	0.0776	0.0920	0.1072
R_{ZP}	1.65	1.70	1.75	1.80	1.85	1.90	1.95	2.00	2.05	2.10
A	0.1233	0.1402	0.1579	0.1763	0.1954	0.2151	0.2355	0.2565	0.2781	0.3002
R_{ZP}	2.15	2.20	2.25	2.30	2.35	2.40	2.45	2.50	2.55	2.60
A	0.3228	0.3460	0.3696	0.3937	0.4182	0.4432	0.4686	0.4944	0.5205	0.5471
R_{ZP}	2.65	2.70	2.75	2.80	2.85	2.90	2.95	3.00	3.05	3.10
A	0.5740	0.6012	0.6288	0.6567	0.6849	0.7134	0.7422	0.7713	0.8007	0.8304
R_{ZP}	3.15	3.20	3.25	3.30	3.35	3.40	3.45	3.50	3.55	3.60
A	0.8603	0.8904	0.9208	0.9515	0.9824	1.0135	1.0448	1.0763	1.1081	1.1400

注　中间值用插入法求取。

2. 直型排烟筒

（1）直型筒负压运行最高出口烟速$[w_{TR}]$可按式（14-111）计算。

$$[w_{TR}]=\sqrt{\frac{2g\Delta\rho d_0}{\lambda\rho_g}} \tag{14-111}$$

（2）直型筒及烟道全程负压运行最高出口烟速$[w_{T0}]$可按式（14-112）计算。

$$[w_{T0}]=\sqrt{\frac{2g\dfrac{\Delta\rho}{\rho_g}H_0+(1-\xi_a)w_a^2}{1+\dfrac{\lambda}{d_0}H_0}} \tag{14-112}$$

$$H_0=H-H_a \tag{14-113}$$

式中　H_0——烟囱自生通风计算高度，m；

H——烟囱几何高度，m；

H_a——排烟筒自生通风的起算高度，按烟囱入口烟道中心高度取用，H、H_a及H_0的关系可参考表 14-9；

ξ_a——烟囱入口局部阻力系数，通常可取ξ_a=0.62；

w_a——烟囱入口烟道烟速，m/s。

表 14-9　　烟囱自生通风计算高度参考数据　　（m）

H	60	80	100	120	150	180	210	240	270
H_a	5		8			12			16
H_0	55	75	92	112	142	168	198	228	254

（3）直型筒微正压运行最高出口烟速的确定。对钢质直型筒排放干烟气（含脱硫岛旁路运行方式）时允许微正压运行，排烟筒的设计烟速上限一般为25～30m/s，其最大值应控制使排烟筒入口处烟道内的静压不超过允许值。

3. 筒-锥型组合烟囱

排烟筒负压运行或钢内筒微正压运行条件下的最高出口烟速，可按 DL/T 5121《火电厂烟风煤粉管道设计规程配套设计计算方法》附录中的有关方法计算确定，其数值介于锥型和直型排烟筒之间。

（四）烟囱排烟筒内部静压分布特性

（1）在选择排烟筒最高出口流速及确定排烟筒型线时均应进行沿排烟筒全高度的烟气相对静压分布特性计算，并将选型方案的烟囱静压分布曲线提供给土建结构专业。

（2）锥型筒静压分布特性可按下述方法计算：

1）锥型筒静压判断准则按式（14-114）计算。

$$R_z=\frac{\lambda_2+8i_0}{g\Delta\rho d_0}p_{d0} \tag{14-114}$$

$$p_{d0}=\frac{w_0^2}{2}\rho_g \tag{14-115}$$

式中　p_{d0}——排烟筒出口烟气动压，Pa。

当$R_z \leqslant 1.0$时，筒内为全程负压，可不必进行静压核算；当$R_z>1.0$时筒内存在正压，应进行下列步骤的核算。

2）任一高度截面上的静压按式（14-116）计算。

$$\Delta p_2=\left(1+\frac{\lambda_2}{8i_0}\right)\left(1-\frac{d_0^4}{d^4}\right)\frac{w_0^2}{2}\rho_g-g\Delta\rho\Delta h \tag{14-116}$$

$$d=2i_0\Delta h+d_0=2i_0(H-Z)+d_0 \tag{14-117}$$

式中　d_0——排烟筒出口内径，m；

d——计算高度Z处的排烟筒内径，m；

Δh——计算高度(以排烟筒出口截面为“0”点)。

3）排烟筒最大正压$\Delta p_{z.max}$的计算见式（14-118）。

$$\Delta p_{z.max}=\left(1+\frac{\lambda_z}{8i_0}\right)(1-5/R_z^{0.8}+4/R_z)h_{d0} \tag{14-118}$$

4）排烟筒最大正压点所在高度位置（Z）计算见

式（14-119）。

$$Z_{pole}=(R_z^{0.2}-1)\frac{d_0}{2i_0} \quad (14\text{-}119)$$

式中 Z_{pole}——最大正压点离排烟筒出口截面的垂直距离，m。

（3）直型筒静压分布特性可按下述方法计算。

1）直型筒静压判断准则按式（14-120）计算：

$$R_T=\frac{\lambda_T+h_{d0}}{g\Delta\rho d_0} \quad (14\text{-}120)$$

当 R_T＜1.0 时，排烟筒内部处于全程负压状态。

当 R_T＞1.0 时，排烟筒内部处于全程正压状态。

2）直型筒的最大静压按式（14-121）计算：

$$\Delta p_{T.max}=g\Delta\rho H_0(R_T-1) \quad (14\text{-}121)$$

$\Delta p_{T.max}$ 出现在直型筒的底部。当 R_T＜1.0 时，$\Delta p_{T.max}$ 为“−”值，当 R_T＞1.0 时，$\Delta p_{T.max}$ 为“＋”值。

3）直型筒的静压分布曲线。直型筒的静压分布曲线为一条斜直线，其零点在排烟筒出口处，其最大值位于排烟筒底部。

（4）筒-锥型组合排烟筒的静压分布特性可按上部直型筒与下部锥形筒两种静压特性曲线叠加而成。

二、内筒防腐

（一）烟气腐蚀性

从烟气净化装置出口排入烟囱的烟气腐蚀性可用下列法则进行判定：

干烟气的腐蚀性宜按烟气腐蚀性指数 $K_{g.c}$ 进行分级，见表 14-10。

表 14-10 烟气烟气腐蚀性指数分级表

烟气腐蚀性指数 $K_{g,c}$	0.5～1.0	10～1.5	1.5～2.0	＞2.0
腐蚀性等级	不腐蚀	弱	中等	强

注 烟气腐蚀性指数 $K_{g,c}$ 由下式计算：

$$K_{g.c}=\frac{100S_{c,ar}}{A_{ar}\cdot\sum R_xO}$$

$$\sum R_xO=CaO+MgO+Na_2O+K_2O$$

式中 $\sum R_xO$——煤灰中碱性氧化物总含量%。

当煤中氯含量较高（＞0.06%～0.6%）时，烟气的腐蚀性等级宜按提高一级考虑。

（二）防腐方案

燃烧烟气经湿法净化后的腐蚀性等级主要取决于烟温、含湿量、SO_3 脱除率等因素。对于套筒式烟囱，内筒形式的选取是烟囱选型的关键，必须充分考虑内筒的耐腐蚀性能、使用寿命、检修便利等技术指标，也要考虑造价等经济指标。内筒防腐方案主要有如下几种：套筒式砖内筒、玻璃砖/玻化砖系统、玻璃鳞片类、钛-钢复合板内筒、钢内筒内侧衬 Henkel 防腐玻璃砖系统（宾高德）、整体玻璃钢内筒。

前三种内筒防腐方案的实际应用效果不理想，普遍出现了防腐内衬失效、内筒被腐蚀穿孔、冷凝液外流的现象，腐蚀性的冷凝液四处流淌，对结构安全造成严重威胁。后三种内筒防腐方案经实际应用后表明，效果较为理想。

第十五章

烟气余热利用系统设计

第一节　系　统　说　明

锅炉排烟热损失是火力发电厂中主要的热损失之一，采用排烟余热利用系统可降低排烟温度，能大幅提高电厂的经济性，是提高机组热效率的重要途径之一。我国、苏联、德国、日本均有大容量机组采用烟气余热回收利用系统的运行业绩。

烟气余热利用主要有以下的主要方案：

（1）利用烟气余热加热凝结水——低温省煤器方案。

（2）利用烟气余热加热锅炉燃烧空气，即二次风和（或）一次风——烟气余热二元利用方案。

（3）低温烟气置换出高温烟气热量加热给水和凝结水——烟气余热梯级利用方案。

利用烟气余热提高了全厂的热效率，可节约发电煤耗，因此是一项节能技术。同时，对于静电除尘器的机组，可采用烟气余热利用技术降低静电除尘器进口的烟气温度，可降低烟气中飞灰比电阻，可提高除尘器的收尘效率，如烟气降低到酸露点以下，采用低低温静电除尘器可进一步提高除尘器和下游湿式脱硫塔的收尘效率。对于采用湿法脱硫的机组，采用了烟气余热利用技术，降低了进入脱硫塔的烟气温度，可降低吸收塔的水耗。

然而，由于烟气余热利用系统降低了烟气温度，使得烟气的腐蚀性增加，在烟气余热利用系统中换热器和烟道的材料应根据烟气露点温度合理选择。

当采用烟气换热器加热凝结水或给水时，会提高汽轮机热效率。而凝结水和给水的抽出点和返回点在汽轮机抽汽回热系统的位置，以及烟气换热器与加热器的连接方式都对汽轮机的热效率的变化有较大影响。工程设计中可将相关烟气余热系统方案提供给汽轮机制造厂，请汽轮机制造厂进行热平衡计算；也可针对已有的汽轮机热平衡图，采用等效焓降法分析烟气余热系统对汽轮机热效率的影响，由此选择最佳方案。在工程设计中，等效焓降法是分析烟气余热对汽轮机热效率影响的有效手段，且满足工程设计精度。本章第四节将说明等效焓降法的计算方法。

当机组采用烟气余热利用系统时，锅炉和汽轮机效率的计算边界容易与传统机炉效率计算混淆。其实烟气余热利用系统并没有改变机炉效率的计算规则，本章第五节将进行分析。

第二节　常见系统设计方案

一、低温省煤器方案

在空气预热器下游设置烟气换热器，又称为低温省煤器或低压省煤器，放热介质烟气，吸热介质为汽轮机热力系统中的凝结水。凝结水在烟气换热器内吸收排烟热量，降低了排烟温度，自身被加热、升高温度后再返回汽轮机低压加热器系统，取代低压加热器的部分汽轮机抽汽。在汽轮机进汽量不变的假设下，节省的抽汽从抽汽口返回汽轮机增加汽轮机做功，在机组发电量不变的假设下，可减少汽轮机进汽，因而节约机组的能耗。图 15-1 是烟气热量回收装置系统连接示意图。通常从某个低压加热器引出部分或全部冷凝水，送往烟气热量回收装置。

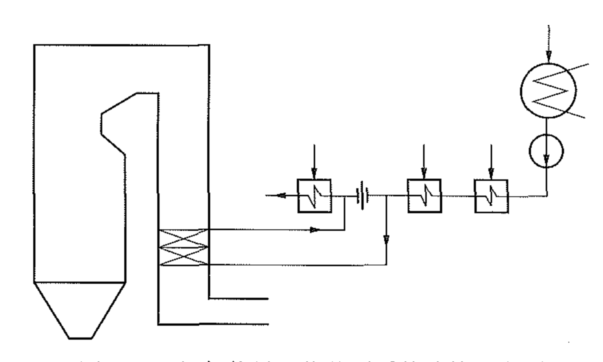


图 15-1　烟气热量回收装置系统连接示意图

烟气换热器的水侧与凝结水系统的连接方式通常有以下三种形式：①烟气换热器与低压加热器串联布置；②烟气换热器与低压加热器并联布置；③烟气换热器与低压加热器串并联布置。烟气换热器的烟气侧通常有以下三种布置方式：①烟气换热器布置在空气预热器和除尘器之间；②烟气换热器布置在除尘器和脱硫吸收塔之间；③烟气换热器分级布置，分别布置在空气预热器和除尘器之间和除尘器和脱硫吸收塔之间。

（一）烟气换热器的水侧与凝结水系统的连接方式

1. 烟气换热器与低压加热器串联布置

烟气换热器与低压加热器串联布置系统如图 15-2 所示。从第 j-1 级低压加热器出口引出全部凝结水送入烟气换热器，加热升温后全部返回第 j 级低压加热器的入口。从凝结水流的系统看，烟气换热器串联于低压加热器之间，成为热力系统的一个组成部分。

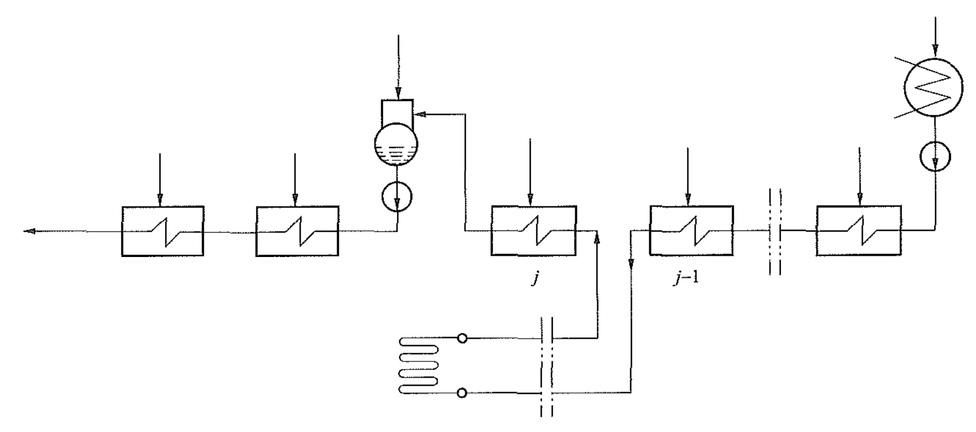


图 15-2　烟气换热器与低压加热器串联布置系统

串联系统的优点如下：

（1）流经烟气换热器的水量大，在烟气换热器的受热面一定时，锅炉排烟的冷却程度和烟气换热器的热负荷大，换热器传热效率较高，经济效果较好。

（2）运行时无须进行调节，运行方式简单。

串联系统的缺点如下：

（1）凝结水流程的阻力增加，所需凝结水泵的压头增加。

（2）不同机组负荷下无法进行调节，无法使不同负荷下发挥烟气余热系统的最大节能能力。

2. 烟气换热器与低压加热器并联布置

烟气换热器与低压加热器并联布置的系统如图 15-3 所示。从第 j–1 级低压加热器出口分流部分凝结水去烟气热量回收装置，加热升温后返回热系统，在第 $j+1$ 级低压加热器的入口处与主凝结水相汇合。从凝结水流系统看，烟气换热器与第 j 级低压加热器成并联方式，与之并联的低压加热器也可是多个。

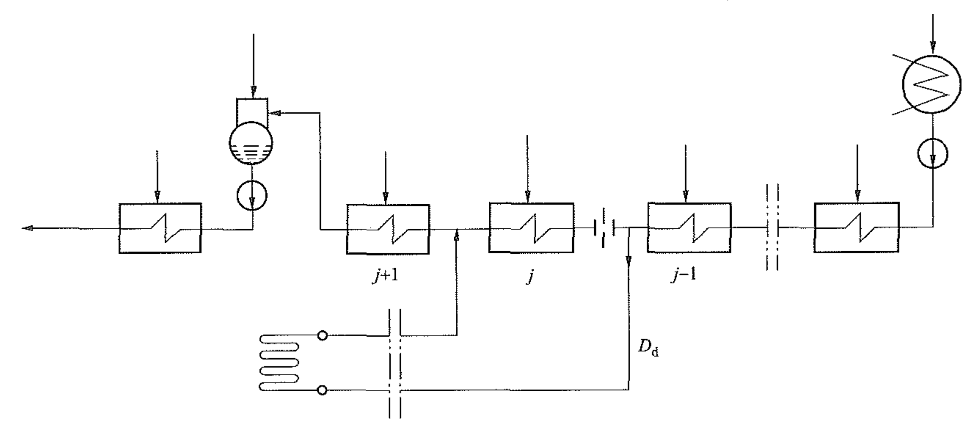


图 15-3　烟气换热器与低压加热器并联布置系统

并联系统的优点如下：

（1）可以不增加凝结水泵扬程。因为并联的部分凝结水绕过了一个或若干个低压加热器，所减少的低压加热器水侧阻力可以补偿烟气换热器及其连接管道所增加的阻力。这对改造旧电厂较为有利。

（2）可以通过设置调节阀调节旁路凝结水的流量，使得机组不同负荷下能发挥烟气余热系统的最大节能能力。

（3）并联的烟气换热器系统是一个独立的旁路，可与主凝结水系统隔离，便于停用和维修。

并联系统的缺点如下：

烟气换热器的热传递效率较差。因为分流量小于

全流量，相同条件下，烟气换热器的出口水温比串联时的高，因此烟气换热器的传热温压比串联系统低。

3. 烟气换热器与低压加热器串并联布置

烟气换热器与低压加热器串并联布置的系统如图 15-4 所示。从第 j–1 级低压加热器出口分流部分凝结水去烟气换热器，加热升温后返回回热系统，在第 j+1 级低压加热器的入口处与主凝结水相汇合。也可从第 j–1 级低压加热器出口引出全部凝结水送入烟气换热器，加热升温后全部返回第 j 级低压加热器的入口。采用这种连接方式，根据烟气换热器出口的凝结水温度决定回到哪一级低压加热器入口，通过阀门的设置和开关，在运行时可进行两种方式的随时切换。在机组高负荷时，排烟温度高，可采用串联的方式加热全部的凝结水。在机组低负荷时，排烟温度低，可采用并联的方式加热部分凝结水，并保证烟气热量回收装置中凝结水的出口温度保持在一定数值之上。

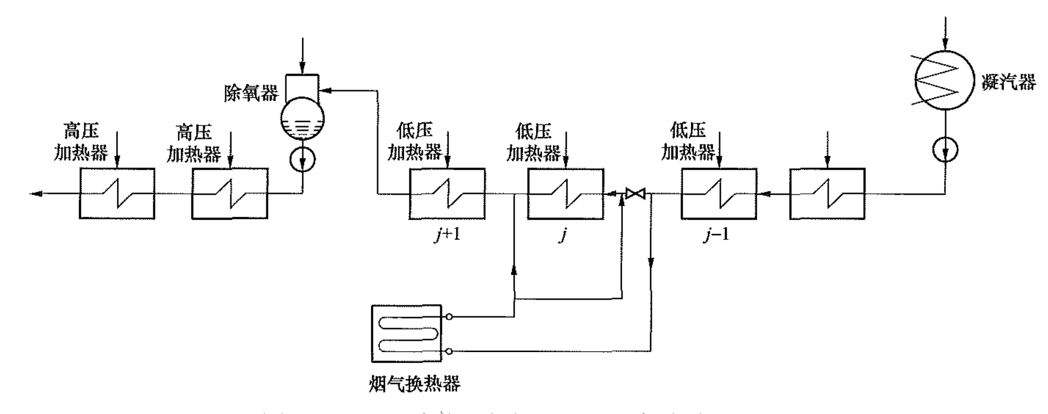


图 15-4　烟气换热器与低压加热器串并联布置系统

4. 带循环泵的烟气换热器与低压加热器串并联布置

带循环泵的烟气换热器与低压加热器串并联布置的系统如图 15-5 所示。考虑到机组部分负荷下，第 j–1 级低压加热器出口凝结水温度较低，为了控制烟气换热器受热面低温腐蚀的速率，受热面管道的金属壁温不应低于某一设定值（如采用 ND 钢，建议金属壁温不低于 60℃），所以可采用凝结水再循环，提高烟气换热器入口凝结水温度，从而保证机组各种负荷工况下，烟气换热器都能安全可靠运行。

该系统的运行方式为：当烟气换热器的进水温度低于设定温度时，开启再循环泵，控制烟气换热器的进水温度为最佳范围。

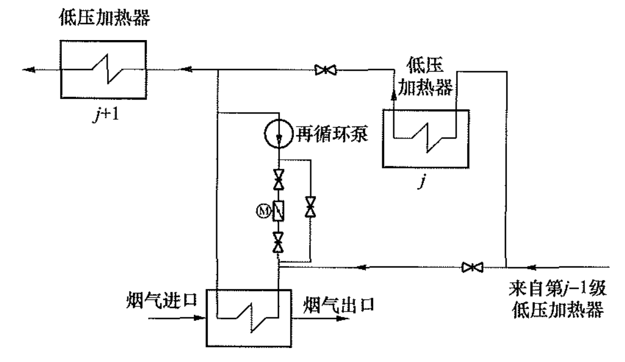


图 15-5　带循环泵的烟气换热器系统

（二）烟气换热器的烟气侧布置方式

1. 布置在电器除尘器进口

烟气换热器布置在电器除尘器的进口如图 15-6 所示。采用这种方案可将电除尘器进口的烟气温度降低到酸露点以下，同时采用低低温电除尘器。

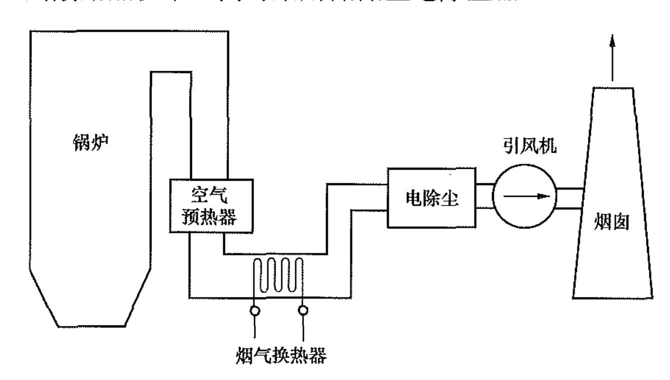


图 15-6　烟气换热器布置在电器除尘器的进口

该方案的优点：

（1）降低了除尘器入口烟气温度，提高了除尘器除尘效率。当烟气温度降低到酸露点温度以下，对于烟煤，烟温建议降低到 90℃±1℃，可采用低低温电除尘器，进一步提高除尘器的除尘效率，也有利于提高下游的湿法脱硫塔的除尘效率。

（2）烟气换热器下游的烟气体积流量减少了，可相对降低引风机电耗（由于设置的烟气换热器，引风机的电耗比不设烟气换热器的工况大，本节所述可降低引风机电耗是指在已设置了烟气换热器的前提下，烟气换热器位于引风机上游的方案的引风机电耗比烟气换热器位于引风机下游的方案低），也有利于提高除尘器效率和脱硫塔效率。

（3）进入湿法脱硫塔的烟气温度降低可减少脱硫塔的水耗。

该方案的缺点：

（1）由于烟气温度的下降，应考虑烟气换热器的下游设备的防腐问题。

（2）烟气换热器进口的烟气含尘量高，对换热器管束冲刷严重，且容易造成积灰而影响换热效率。

（3）不适合于布袋除尘器和电袋除尘器。

2. 布置在脱硫吸收塔的进口

烟气换热器布置在脱硫吸收塔的进口如图 15-7 所示。

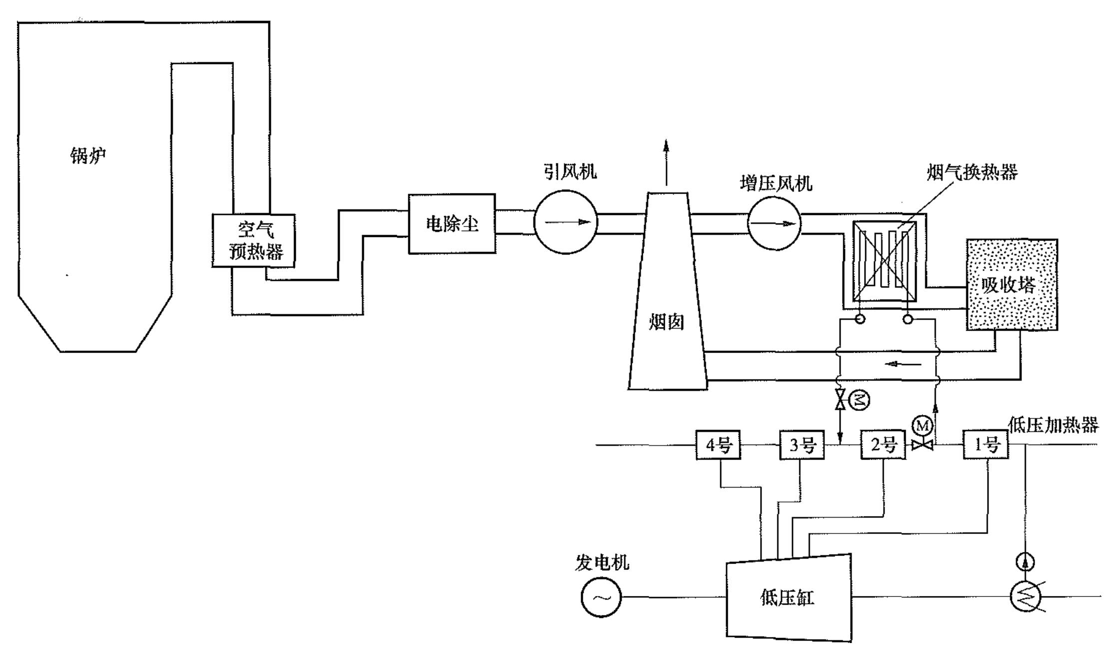


图 15-7　烟气换热器布置在吸收塔进口

该方案的优点：

（1）烟气经过除尘器后，烟气换热器处于低尘区工作，因此飞灰对管壁的磨损程度将大大减轻。

（2）除了烟气余热外，还利用了引风机（增压风机）的温升。

（3）进入湿法脱硫塔的烟气温度降低可减少脱硫塔的水耗。

（4）烟气换热器布置位置在除尘器、引风机（增压风机）之后，避免了烟气对这些设备造成腐蚀。因为湿法吸收塔内本来就是酸性环境，烟气离开吸收塔时温度约为 45℃，塔内进行了防腐处理。这种布置方式只要考虑对烟气换热器的低温段材料和烟气换热器与吸收塔之间的烟道进行防腐。

（5）可用于布袋除尘器和电袋除尘器。

该方案的缺点：

（1）无法利用烟气温度降低带来的提高电气除尘器效率的好处。

（2）无法利用烟气温度降低带来的相对降低引风机电耗的好处。

（3）烟气换热器位置远离主厂房，用于降低烟气温度的凝结水管和用于吹灰的辅助蒸汽管道较长，凝结水泵需克服的管道阻力也较大。

3. 分级布置

烟气换热器分别布置在空气预热器和除尘器之间及除尘器和脱硫吸收塔之间（见图 15-8）。将烟气换热器分为烟气流程上的串联的两级。第一级布置在除尘器进口的烟道上，将烟气温度冷却到烟气酸露点以上 10℃。第二级布置在吸收塔的进口，将烟气温度进一步冷却。对于第一级低温省煤器，其烟气出口温度考虑高于烟气的酸露点温度，以避免其下游设备及烟道的腐蚀。系统中设置第一级低温省煤器的凝结水旁路，并设置调节阀。在低负荷工况下，部分凝结水通过第一级低温省煤器的旁路，保证烟气温度在酸露点温度之上，避免烟道、引风机腐蚀的风险。

该方案的优点：

（1）降低了除尘器入口烟气温度，提高了除尘器除尘效率。

（2）除尘器进口的烟气温度维持在酸露点温度 10℃以上，避免了烟气对除尘器、风机和烟道的腐蚀。

（3）除了烟气余热外，还利用了引风机（增压风机）的温升。

（4）进入湿法脱硫塔的烟气温度降低可减少脱硫塔的水耗。

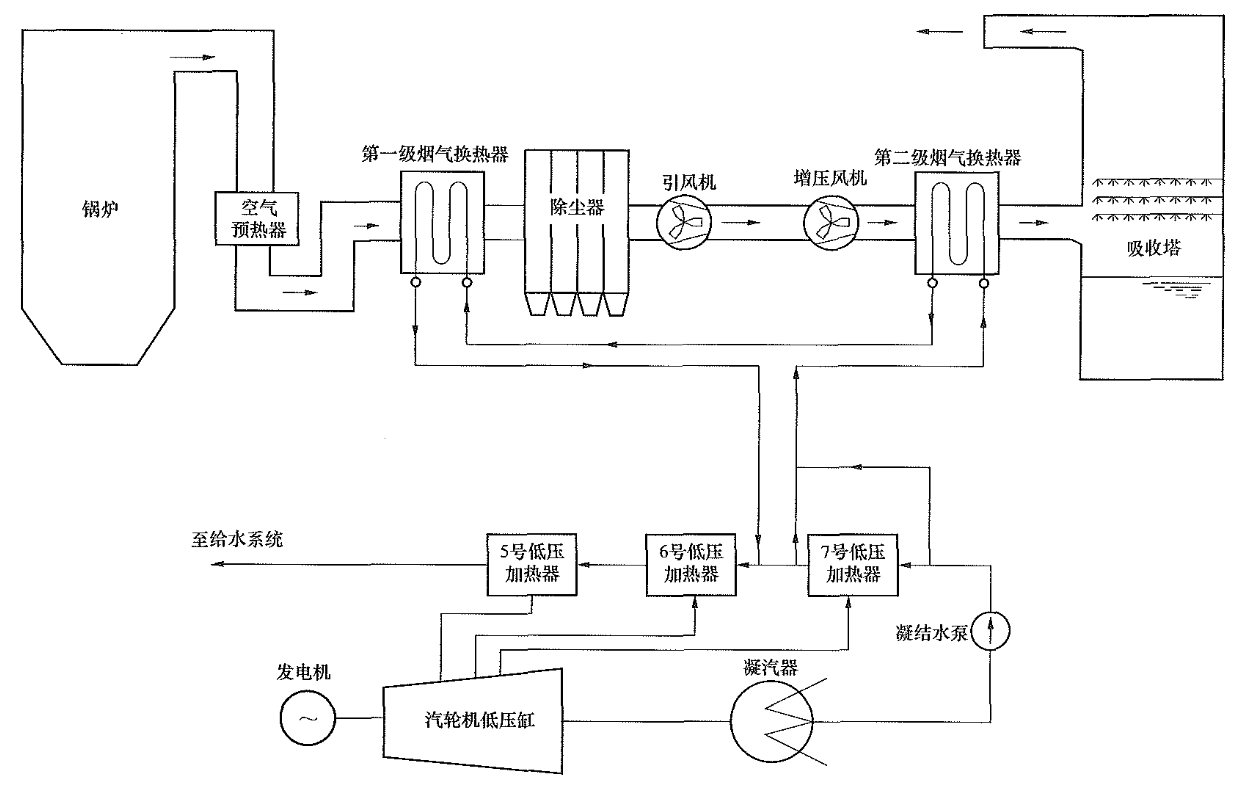


图 15-8 烟气换热器分级布置

(5) 降低了引风机的入口风量，减少引风机电耗。

(6) 第二级烟气换热器布置在除尘器后，改善了工作条件，使其受热面磨损减少，设备使用寿命延长。

(7) 烟气换热器分级后降低了对布置空间的要求，同时分级的换热器荷载降低也减轻了对地基处理的要求，因此比较适合于改造项目。

该方案的缺点：

(1) 第二级烟气换热器位置远离主厂房，用于降低烟气温度的凝结水管和用于吹灰的辅助蒸汽管道较长，凝结水泵需克服的管道阻力也较高。

(2) 系统较为复杂。

二、烟气余热二元利用方案

(一) 主要方案说明

此方案利用烟气余热加热两种介质：进入锅炉的冷风和汽轮机回热系统的凝结水。其一，利用吸收塔入口的烟气加热锅炉进口的冷一次风和（或）冷二次风。锅炉进口冷风温度的提高的能量一小部分转化为热风温度的提高并最终输进炉膛，提高了锅炉效率。通常，对于烟煤，锅炉效率可提高 0.1～0.3 个百分点。其二，大部分冷风温度提高的能量转移至锅炉排烟，造成出口排烟温度的提高（通常，烟煤锅炉的排烟温度从 120～130℃上升至 150～160℃)，较高温度的烟气具有的能量品质也较高，通常可以加热更高一级的凝结水，可以获得较高的热量利用效率。相关系统图如图 15-9 所示。

该方案有两个换热器：烟气-空气换热器和烟气-凝结水换热器。

烟气-空气换热器的换热过程通过水媒，由烟气侧放热和风侧吸热两部分组成。热媒水通过循环泵将烟气侧的热量转移至风侧。循环泵可采用变频电动机，通过调节热媒水的流量控制风侧锅炉进风温度。烟气-空气换热器类似于常规的暖风器，区别在于常规的暖风器采用辅助蒸汽加热冷风，冷风通常加热到 30℃以上，本方案以烟气余热加热冷风，冷风通常加热到约 50℃。

烟气流程上，烟气-凝结水换热器位于烟气-空气换热器（烟气侧）的上游。烟气-凝结水换热器通常布置在除尘器的进口，也可布置在脱硫塔的进口。烟气-空气换热器（烟气侧）通常布置在脱硫塔进口，也可布置在除尘器的进口。换热器布置位置的优缺点与“低温省煤器方案”中换热器的布置位置优缺点类似。

烟气-凝结水换热器的功能与“低温省煤器方案”中烟气换热器的功能一样，其与凝结水系统中低压加热器的连接方式可参考“低温省煤器方案”。

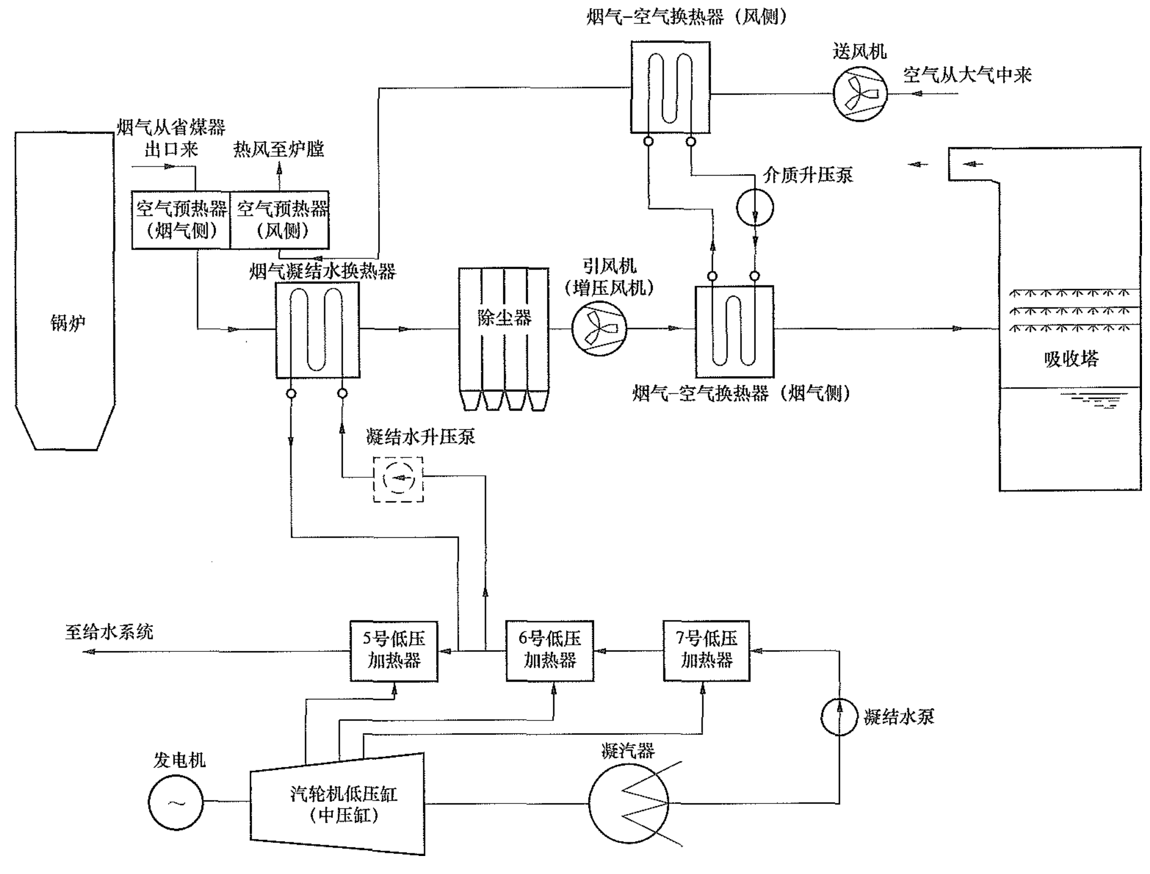


图 15-9　烟气余热二元利用方案

需要说明的是，通过设置类似暖风器加热进入锅炉的冷风后对锅炉效率的影响，采用 ASME PTC 4—2013《锅炉性能试验规程》、GB/T 10184—2015《电站锅炉性能试验规程》中的计算方法和 GB/T 10184—1988《电站锅炉性能试验规程》中的计算方法得出的结果是不同的。按前者的计算结果，锅炉效率提高，按后者的计算结果，锅炉效率下降。其主要原因是 ASME PTC 4—2013《锅炉性能试验规程》计算的锅炉效率为燃料效率即基于燃料燃烧释放的热量，输入热量仅仅考虑燃料发热量。GB/T 10184—1988《电站锅炉性能试验规程》计算的锅炉效率为广义效率即输入热量为进入锅炉系统内的总能量，除了燃料发热量外，还包括外来热量，如暖风器带来的热量、风机温升的热量等。因此，这两种规范计算锅炉效率时分母不同。

（二）方案的优缺点

该方案的优点：

（1）提高了锅炉效率。

（2）排烟温度的提高即提高了烟气余热的品位，用于加热凝结水可排挤压力更高的汽轮机抽汽，烟气余热利用率较高。

（3）可通过烟气-空气换热器控制锅炉进风温度，使得进风温度与环境温度无关，机组运行较为方便。

（4）锅炉进风温度提高，避免了空气预热器冷端腐蚀。

（5）提高了排烟温度，即提高了脱硝反应器进口烟气温度，扩大了脱硝系统的运行负荷范围。

该方案的缺点：

（1）系统较为复杂，将设置多个换热器，凝结水和热媒水管道较长，投资较高。

（2）烟气侧和空气侧都设置了换热器，导致引风机和送（一次）风机的压头提高。

三、烟气余热梯级利用方案

（一）主要方案说明

烟气余热梯级利用方案主要包括如下两个部分。

第一部分：旁路部分空气预热器入口的烟气，使之不经过空气预热器，不参与烟气与空气的热交换。这部分烟气先后与给水（通过给水换热器）和凝结水（通过凝结水换热器）进行热交换，加热给水和凝结水。

第二部分：凝结水换热器出口的旁路烟气，与空气预热器出口烟气汇合后再通过烟气冷却器将能量传递给冷一次风和或冷二次风。

本方案的主要技术特点是充分利用锅炉出口温度较低烟气来加热锅炉进口的冷风，置换出的部分高温烟气来加热汽轮机系统较高温度的给水和凝结水，减少了回热系统较高品质的抽汽量，实现了能量的梯级利用，以此达到最大程度节能的目的。本方案的典型系统图如图 15-10、图 15-11 所示。

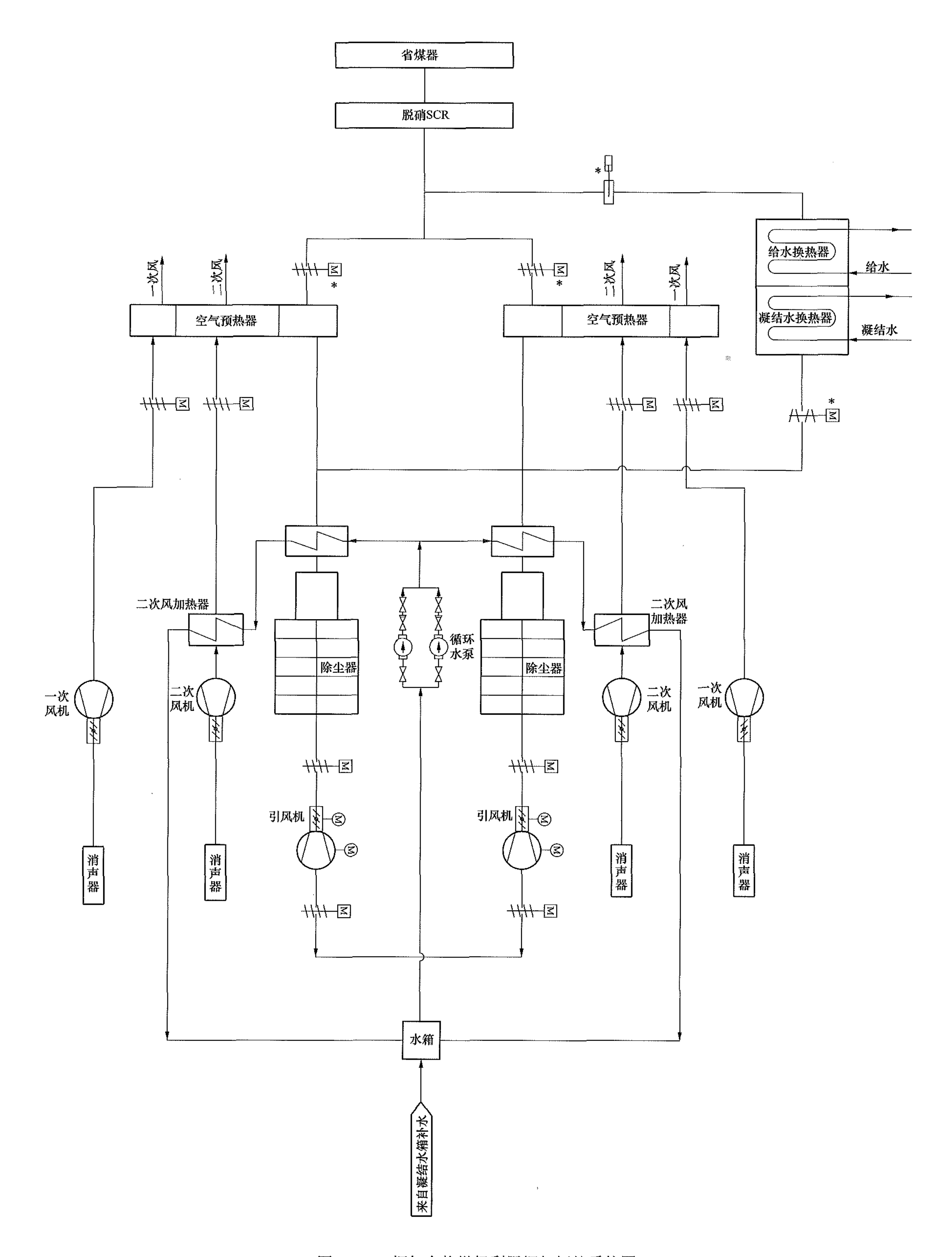


图 15-10 烟气余热梯级利用烟气侧的系统图

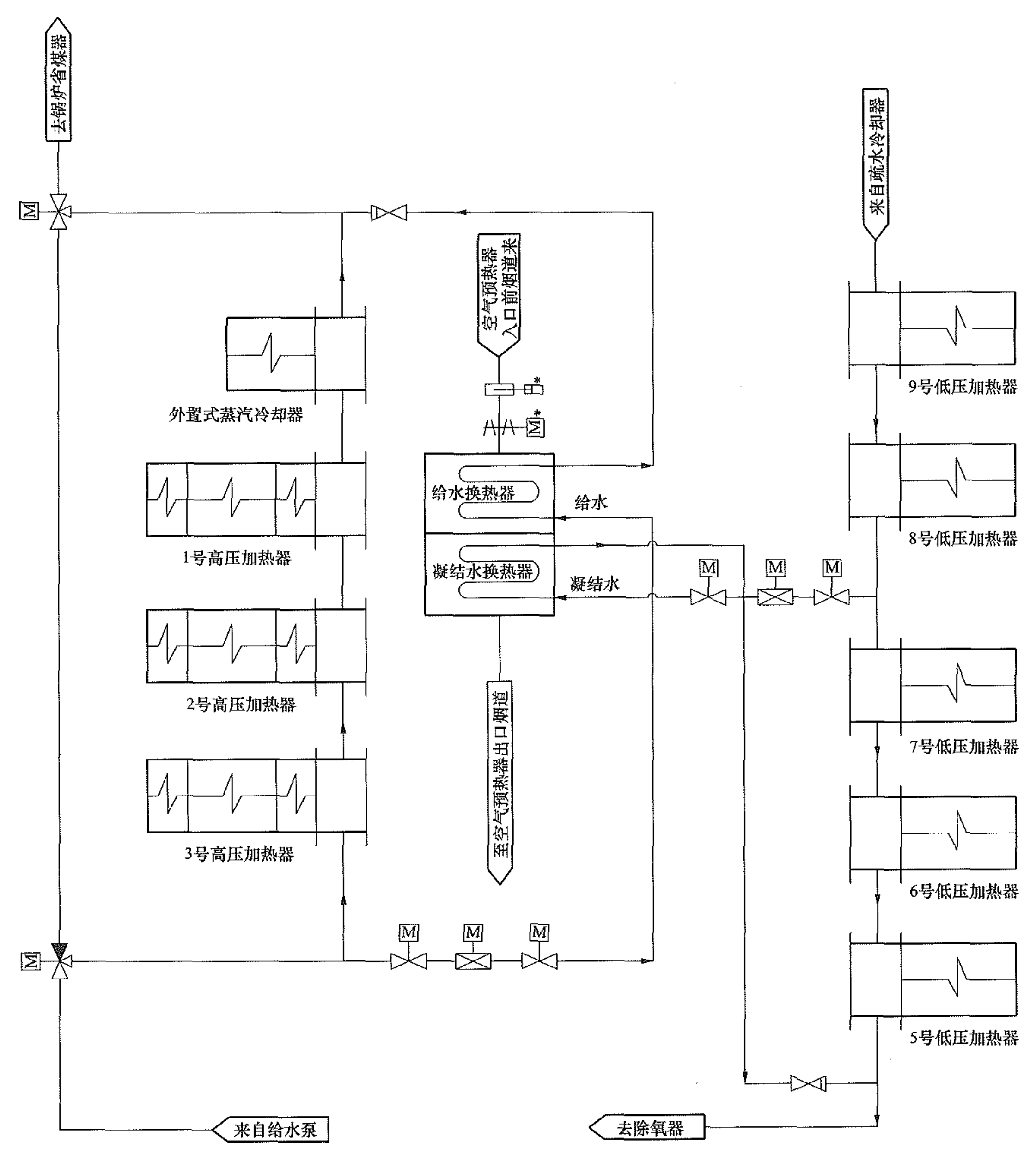


图 15-11　烟气余热梯级利用水侧系统图

烟气冷却器可布置在除尘器的进口，也可布置在脱硫塔的进口。

给水加热器和凝结水加热器与汽轮机给水、凝结水系统中的高压加热器、低压加热器的相互关系可以为并联，也可以串联，或者两者的结合。

热媒水采用除盐水，并通过升压泵实现闭式循环，完成热量从烟气到冷风的传递。热媒水还设置有补水定压子系统。

在气温较低的地区，当负荷低和或者烟气冷却器故障时，为了保证空气预热器不发生低温腐蚀和烟气冷却器热媒水结冻，有必要在烟气冷却器后增设调节用中介热媒加热器，采用低压抽汽去加热中介热媒水。正常情况下中介热媒加热器通过旁路进行解列，中介热媒水只经过烟气冷却器进行加热器。

图 15-12 中虚线包括的部分即为中介热媒水换热系统。

（二）主要设计思路

烟气余热梯级利用的理想方案是基于如下三个假设。

假设（1）三个烟温相等：余热利用后空气预热器出口的烟温＝空气预热器旁路经给水加热器和凝结水加热器冷却后的烟温＝未采用余热利用方案的空气预热器出口烟温。

假设（2）两个热量相等：旁路烟气传递给给水和凝结水的热量之和＝烟气冷却器传递给冷一次风和冷二次风的热量之和。

假设（3）锅炉效率不变：采用了烟气余热梯级利用方案后的锅炉效率与未采用余热利用方案的锅炉效率相同，即锅炉排烟温度不变，即假设（1）；空气预热器出口的热风温度不变。

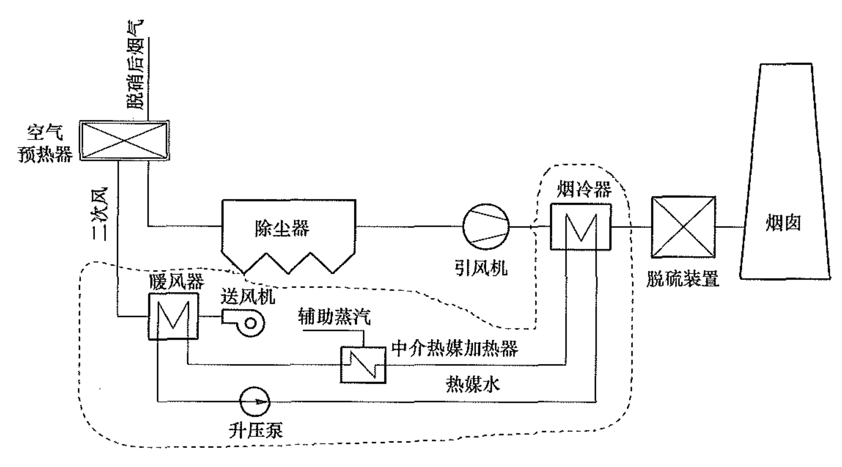


图 15-12 中介热媒水换热系统图

针对上述 3 个假设，对于锅炉的热量平衡符合式（15-1）～式（15-3）。

$$Q_1 = Q_1' + Q_4' \tag{15-1}$$

$$Q_4' = Q_2' + Q_3' \tag{15-2}$$

$$Q_4' = Q_5' \tag{15-3}$$

对于空气预热器的热量平衡符合下述公式。

$$Q_1 = q_2 - q_1 \tag{15-4}$$

$$Q_1' = q_2 - (q_1 + Q_5') \tag{15-5}$$

式中 Q_1——未采用余热利用方案全烟气在空气预热器内的换热量；

Q_1'——烟气余热梯级利用方案烟气在空气预热器内的换热量；

Q_2'——烟气余热梯级利用方案空气预热器旁路烟气与给水的换热量；

Q_3'——烟气余热梯级利用方案空气预热器旁路烟气与凝结水的换热量；

Q_4'——烟气余热梯级利用方案旁路部分的烟气未通过空气预热器交换的热量；

Q_5'——烟气余热梯级利用方案烟气冷却器的总换热量；

q_1——空气预热器进口未被烟气冷却器加热的冷风焓；

q_2——空气预热器出口热风焓。

对于旁路烟气的份额 B 符合式（15-6）

$$B = \frac{Q_4'}{Q_1} \tag{15-6}$$

式中 B——空气预热器旁路烟气的份额。

实际工程设计时，上述假设通常并不成立，通常情况下锅炉效率将有所下降。上述假设只是本方案的理想工况，用于在方案设计的初期，在预设烟气冷却器出口烟气温度的前提下，确定其他的重要参数，如旁路烟气的份额及冷风被加热后进入空气预热器的温度。在此基础上，可将本方案提供给锅炉和汽轮机制造厂进行设计配合，并对上述参数进行调整，尽可能趋向理想工况。

第三节 联锁条件

烟气余热梯级利用方案的联锁条件如下。

（1）通过控制热媒水循环泵，控制烟气冷却器出口烟温。对于燃烧烟煤的锅炉，如烟气冷却器布置在静电除尘器进口，烟温可控制在 90℃±1℃，如布置在脱硫塔进口，烟气温度可控制在 85℃左右。对于燃烧褐煤的锅炉，烟气冷却器出口烟气温度可控制在 100℃。

（2）在某些工况下，如夏季工况，通过控制热媒水循环泵，控制冷一、二次的风温，使得空气预热器出口烟气温度仍在合理范围内。

（3）通过调节旁路烟气挡板，控制旁路烟气凝结水换热器出口的烟气温度。

（4）通过在烟气凝结水换热器凝结水出口设置调节阀用于控制出口凝结水温度。即保证凝结水不汽化，同时满足最低的回水温度要求。

（5）通过在烟气给水换热器给水出口设置调节阀用于控制出口给水温度，即保证给水不汽化，同时满足最低的回水温度要求。

等效焓降法是基于热力学的热功转换原理，考虑到设备质量、热力系统结构和参数的特点，经过严密的理论推演，导出几个热力分析参量，即等效焓降 H_j 及抽汽效率 η_j 等，用以研究热功转换及能量利用程度的一种方法。等效焓降法既可用于整体热力系统的计算，也可用于热力系统的局部分析定量。它摒弃了常规计算的缺点，不需要全盘重新计算就能查明系统变化的经济性，即用简捷的局部运算代替整个系统的繁杂计算。具体讲，它只研究与系统改变有关的那些部分，并用给出的一次性参量进行局部定量，确定变化的经济效果。

等效焓降法主要用来分析蒸汽动力装置和热力系统。在火电厂的设计中，用以论证方案的技术经济性，探讨热力系统和设备中各种因素的影响以及局部变动后的经济效益，是热力工程和热系统优化设计的有力工具。

一、等效焓降基本概念

对于纯凝汽式汽轮机，（见图 15-13），1kg 新蒸汽的做功就等于它的焓降，可以按照式（15-7）求得。

$$\Delta h = h_0 - h_n \tag{15-7}$$

式中　h_0——蒸汽进汽轮机的初比焓，kJ/kg；

h_n——汽轮机排汽比焓，kJ/kg。

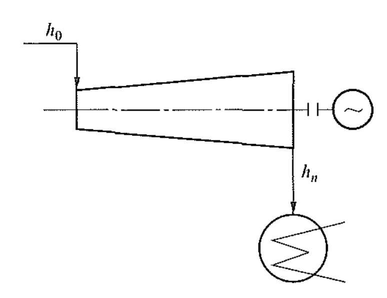


图 15-13　纯凝汽式机组

对于有回热抽汽的汽轮机（见图 15-14），1kg 新蒸汽做功可以按照式（15-8）求得。

$$\begin{aligned}\Delta h &= (h_0 - h_n) - \alpha_1(h_1 - h_n) - \alpha_2(h_2 - h_n) - \cdots - \alpha_z(h_z - h_n) \\ &= (h_0 - h_n)\left(1 - \sum_{r=1}^{z} \alpha_r y_r\right)\end{aligned} \tag{15-8}$$

$$y_r = \frac{h_r - h_n}{h_0 - h_n}$$

式中　y_r——抽汽做功不足系数；

α——抽汽份额。

式中下角标的含义为：0 表示新蒸汽；r 表示任意抽汽级的编号；n 表示汽轮机排入凝汽器的排汽；z 表示抽汽级数。

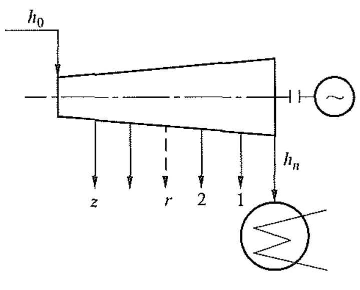


图 15-14　回热汽轮机组

显然，这个做功不是 1kg 新蒸汽的简单焓降，它比纯凝汽新蒸汽焓降 $\Delta h = h_0 - h_n$ 小。但是，它与纯凝汽式汽轮机中的等效焓降又类似，它们都是 1kg 新汽的实际做功。为了有别于纯凝汽焓降，故称这个做功为等效焓降，用符号 H_j 表示。等效的数量含意，从式（15-8）可知，它是指回热抽汽式汽轮机 1kg 新蒸汽的做功，等效于 $\left(1 - \sum_{r=1}^{z} \alpha_r y_r\right)$ kg 新蒸汽直达凝汽器的焓降，即为等效焓降的定义。

等效焓降的计算是以新蒸汽流量保持不变为前提条件的。这样就避免了热力系统一般计算方法的缺点，即热力系统中影响热经济性的任何变化，其最终结果都将导致各抽汽量和总汽耗量的变化，因而要求全部从头开始计算，方能求得热经济性变化的结果。如果把新蒸汽流量固定不变，则热力系统中出现的任何影响经济性的变化，只是改变了汽轮机的功率和该变动以后的抽汽份额，各级抽汽流量不致全部变动。因此，有可能就抽汽量和热量的局部变化进行分析，从而直接求得经济性变化的结果。这样就能简化计算，使局部定量成为可能。

此外，在计算等效焓降时，认为新蒸汽参数、再热参数、终参数以及各抽汽参数均为已知，且保持不变，即汽轮机膨胀过程前的变化暂时不予考虑。所有这些都是建立等效焓降概念和推导公式的前提条件。另外，为了局部定量分析的方便，把加入循环的热量也保持不变。

二、加热器的热平衡方程

汽轮机回热系统中的加热器，即高压加热器、除氧器、低压加热器，按其疏水形式可分成两类：一类为疏水自流表面式加热器，其疏水方式为逐级自流，如图 15-15 所示；另一类称汇集式加热器，它们是指混合式加热器或带疏水泵的表面式加热器。前者其疏水汇集于本加热器，后者其疏水汇集于加热器的出口凝结水中，如图 15-16 所示。

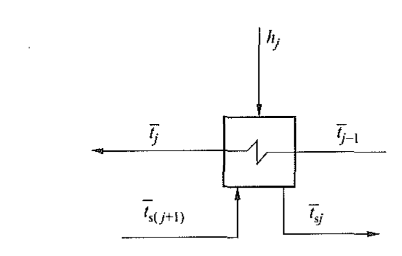


图 15-15　疏水自流式加热器

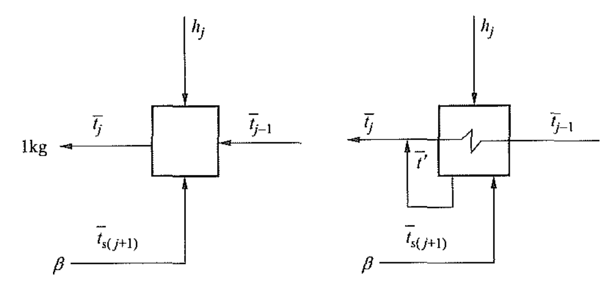


图 15-16　汇集式加热器

加热器的类型不同，其加热器的热平衡方程也各不相同。

对疏水自流式，可以按式（15-9）求得

$$\left.\begin{aligned}\tau_j &= \bar{t}_j - \bar{t}_{j-1}\\ q_j &= h_j - \bar{t}_{sj}\\ \gamma_j &= \bar{t}_{s(j+1)} - \bar{t}_{sj}\end{aligned}\right\}\qquad(15\text{-}9)$$

对汇集式加热器，可以按式（15-10）求得

$$\left.\begin{aligned}\tau_j &= \bar{t}_j - \bar{t}_{j-1}\\ q_j &= h_j - \bar{t}_{j-1}\\ \gamma_j &= \bar{t}_{s(j+1)} - \bar{t}_{j-1}\end{aligned}\right\}\qquad(15\text{-}10)$$

式中　τ_j——1kg 水在加热器 j 中的焓升，kJ/kg；

$\bar{t}_j$——加热器 j 出口的 1kg 给水的焓，kJ/kg；

$\bar{t}_{sj}$——进入加热器 j 的 1kg 疏水的焓，kJ/kg；

q_j——1kg 加热蒸汽在加热器 j 中的放热量，kJ/kg；

γ_j——1kg 疏水在加热器 j 中的放热量，kJ/kg。

式（15-23）对于汇集式加热器是一种简化方程，将加热蒸汽与疏水在加热器中的放热，都计入加热器的入口水焓。这样的处理，并不影响加热器的热平衡和物质平衡，却人为地造成了加热器进、出口工质相等的条件，因而简化了计算。

三、抽汽等效焓降的计算过程

对于图 15-17 这样一个简单的热力系统，假设一个纯热量 q（即无工质带入系统）进入 3 号加热器中，使 3 号加热器的抽汽减少 1kg，这 1kg 蒸汽称为排挤抽汽。这个被排挤的抽汽中有一部分做功到汽轮机的出口，另一部分做功到后面各抽汽口再被抽出用以加热给水。

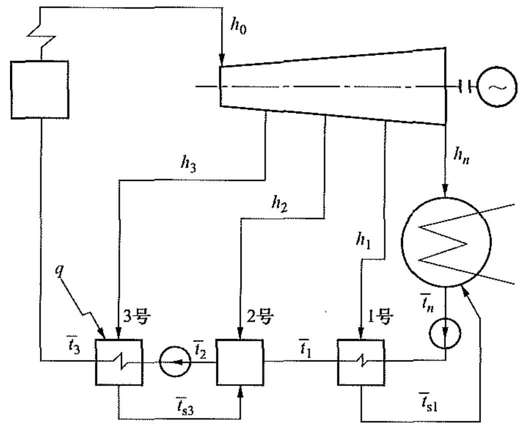


图 15-17　机组热系统

这 1kg 排挤抽汽返回汽轮机以及随后在各抽汽口上的分配，按照热平衡方程可计算如下。

由于 3 号加热器抽汽减少 1kg，在仅有热量加入而无工质加入时，其疏水也相应减少 1kg，因而使疏水在 2 号加热器的放热量减少 $\gamma_2 = \bar{t}_{s3} - \bar{t}_1$。这个减少的热量应由 2 号段抽汽来补偿，其补偿量可以按式（15-11）求得。

$$\alpha_{2\sim3} = \frac{\gamma_2}{q_2}\qquad(15\text{-}11)$$

其中 $q_2 = h_2 - \bar{t}_1$ 即 2 号加热器 1kg 抽汽的放热量，$\alpha_{2\sim3}$ 是排挤 3 号加热器 1kg 抽汽中分配到 2 号加热器中的份额。

排挤抽汽继续向后流动的份额只有 $(1-\alpha_{2\sim3})$ 了。这部分蒸汽膨胀做功并凝结后，产生相同数量的水返回 1 号加热器。1 号加热器为了加热这部分水，因而抽汽应增加量可以按式（15-12）求得。

$$\alpha_{1\sim3} = (1-\alpha_{2\sim3})\tau_1 / q_1\qquad(15\text{-}12)$$

式中　$\tau_1 = \bar{t}_1 - \bar{t}_n$——1 号加热器中 1kg 水的焓升，kJ/kg；

$q_1 = h_1 - \bar{t}_{s1}$——1 号加热器中 1kg 抽汽的放热量，kJ/kg；

$\alpha_{1\sim3}$——排挤 3 号加热器 1kg 抽汽时，分配到 1 号加热器中的份额。

由于在 1 号和 2 号加热器中增加了抽汽份额，并产生了做功不足，故 3 号加热器排挤 1kg 抽汽返回汽轮机的做功按式（15-13）求得。

$$H_3 = (h_3 - h_n) - \alpha_{2\sim3}(h_2 - h_n) - \alpha_{1\sim3}(h_1 - h_n)\qquad(15\text{-}13)$$

抽汽等效焓降 Δh_j，在抽汽减少情况下表示 1kg 排挤抽汽做功的增加值；反之，抽汽量增加时，则表示做功的减少值。显然，它考虑了比该抽汽压力更低的所有抽汽量的变化。

抽汽效率 η_j，如同一般效率概念一样，是做功与加入热量之比。这里排挤 1kg 抽汽，需要加入的热量为 q_j，而排挤 1kg 抽汽获得的功为 H_j。因而，H_j 对 q_j 之比是一个热效率的含意，故称之为抽汽效率 η_j。它反映任意抽汽能级 j 处热变动的程度，和该能级以下（由于加入热量引起）的一切做功变化。可以按式（15-14）求得。

$$\eta_j = \frac{\Delta H_j}{q_j}\qquad(15\text{-}14)$$

等效焓降 H_j 和抽汽效率 η_j 的物理意义是：等效焓降 H_j 是 1kg 抽汽流从第 j 级处返回汽轮机的真实做功能力，它标志着汽轮机各抽汽口蒸汽的能级或能位高低。H_j 越大，它所处的能级就越高，汽流的做功能力也就越大；抽汽效率 η_j 表示任意热量加到汽轮机的回热系统第 j 级处时，该热量在汽轮机中转变为功的程度或份额。在新蒸汽部位的 η_j 最大，等于装置效率 η_0，而冷凝器的 η_j 最小，等于零（即 $\eta_n = 0$），所以抽汽效率 η_j 的数值处于 η_0 和零之间。

实际工程计算中，大量应用的是η_j，尤其在局部定量计算中使用更为普遍。因为，热系统中任意地方发生热量的增减变化，它所引起的做功变化就等于该热量与所处能级的抽汽效率的乘积。所得的做功变化，已毫无遗漏地考虑了该能级以下所有加热器的抽汽量、疏水量等的全部变化。这是因为η_j中反应了这些变化的缘故。所以η_j是等效焓降的核心，是等效焓降能使局部定量简便、准确的根本所在。

四、各级抽汽的等效焓降H_j和抽汽效率η_j的计算

1. 等效焓降H_j和抽汽效率η_j的通用公式

对于第j级抽汽，排挤出1kg抽汽的等效焓降H_j通式见式（15-15）。

$$H_j=(h_j-h_n)-\sum_{r=1}^{j-1}\frac{A_r}{q_r}H_r \qquad (15\text{-}15)$$

式中　A_r——取γ_r或者τ_r，视加热器形式而定；

r——加热器j后更低压力抽汽口脚码。

H_j计算公式的规律是，从第j级抽汽排挤出1kg抽汽的焓降(h_j-h_n)中减去某些固定成分，减去的成分与排挤的抽汽对应的加热器j相关。如果j为汇集式加热器，则A_r均以τ_r代之。如果j为疏水自流式加热器，则从j以下直到（包括）汇集式加热器用γ_r代替A_r，而在汇集加热器以下，无论是汇集式或疏水放流式加热器，则一律以τ_r代替A_r。

各抽汽等效焓降H_j算出后，按做功与加入热量之比，可得相应的抽汽效率，可以按式（15-16）求得。

$$\eta_j=\frac{H_j}{q_j} \qquad (15\text{-}16)$$

排挤出1kg抽汽的等效焓降H_j与抽汽效率η_j的关系，可以按式（15-17）求得。

$$H_j=(h_j-h_n)-\sum_{r=1}^{j-1}A_r\eta_j \qquad (15\text{-}17)$$

抽汽效率η_j是非常有用的指标，在工程设计中计算出第j级的抽汽效率η_j，则利用烟气余热系统向第j级加热器输入的热量值乘以抽汽效率，即可计算出烟气余热的对汽轮机出力的增加量，可以快速估算出其对汽轮机效率、机组效率和机组煤耗的变化量。

计算等效焓降从凝汽器开始，由低向高逐级计算较为方便。下文的疏水放流式加热器与其后相邻加热器之间的等效焓降公式和汇集式加热器之间的等效焓降关系是可由已知的某级加热器的等效焓降去求取更高抽汽级的等效焓降的计算方法，即反映了各级加热器的等效焓降之间的关系。这对于工程设计带来更多的方便。

2. 疏水放流式加热器与其后相邻加热器之间的等效焓降公式

疏水放流式加热器与其后相邻加热器之间的等效焓降关系，可用图15-18所示的两种情况进行分析。

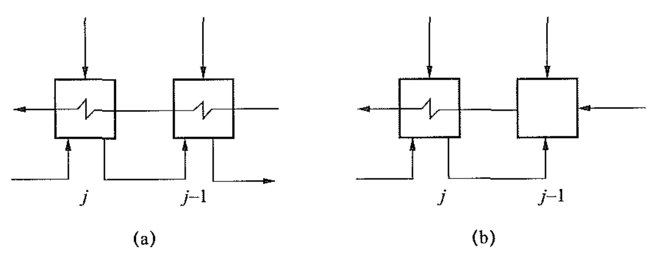


图15-18　相邻加热器联接系统

（a）其后相邻加热器是疏水放流式；

（b）其后相邻加热器是汇集式

疏水放流式加热器与其后相邻加热器（不论其形式如何）之间的等效焓降关系的公式见式（15-18）。

$$H_j=(h_j-h_{j-1})+\left(1-\frac{\gamma_{j-1}}{q_{j-1}}\right)H_{j-1} \qquad (15\text{-}18)$$

它的物理意义是，排挤j段抽汽1kg，从j到$(j-1)$的做功为(h_j-h_{j-1})，这1kg排挤抽汽到$(j-1)$处只有$\left(1-\frac{\gamma_{j-1}}{q_{j-1}}\right)$kg续往后流动膨胀，而该处1kg排挤抽汽的等效焓降为H_{j-1}，故$\left(1-\frac{\gamma_{j-1}}{q_{j-1}}\right)$kg蒸汽的做功为$H_{j-1}\left(1-\frac{\gamma_{j-1}}{q_{j-1}}\right)$，因而$j$级的等效焓降为$(h_j-h_{j-1})$与$H_{j-1}\left(1-\frac{\gamma_{j-1}}{q_{j-1}}\right)$之和。

等效焓降H_j与其后加热器的抽汽效率η_{j-1}的关系可按式（15-19）求得。

$$H_j=(h_j-h_{j-1})+(H_{j-1}-\gamma_{j-1}\eta_{j-1}) \qquad (15\text{-}19)$$

3. 汇集式加热器之间的等放焓降关系

图15-19中第j号和第m号加热器为两个汇集式加热器，它们之间的关系式用式（15-20）表示。

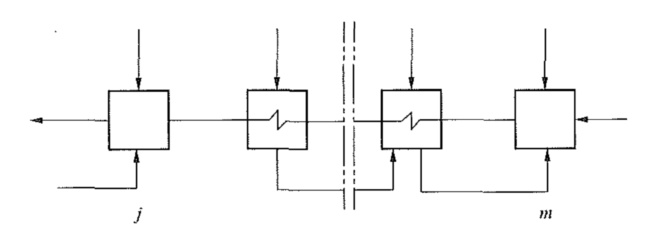


图15-19　相邻加热器联接系统

$$H_j=(h_j-h_m)+H_m-\sum_{r=m}^{j-1}\frac{\tau_r}{q_r}H_r \qquad (15\text{-}20)$$

它的物理意义是，汇集加热器j的1kg排挤抽汽

返回汽轮机做功到更低汇集加热器 m 时，它仍具有等效焓降 H_m。而从 j 到 m 的焓降 (h_j-h_m)，应减去 j 到 m 之间因抽汽份额增加而减少的做功 $\sum_{r=m}^{j-1}\frac{\tau_r}{q_r}H_r$，才是排挤抽汽在 j 到 m 的做功，即 $\left(h_j-h_m-\sum_{r=m}^{j-1}\frac{\tau_r}{q_r}H_r\right)$。两部分做功之和就是 j 级的等效焓降。应当指出，该式对于 j 和 m 汇集加热器之间具有汇集加热器同样适用。

第 j 号和第 m 号加热器为两个汇集式加热器等效焓降 H_j 与其后加热器的抽汽效率 η_{j-1} 的关系可以用式（15-21）表示。

$$H_j=\left(h_j-h_m\right)+H_m-\sum_{r=1}^{j-1}\tau_r\eta_r \tag{15-21}$$

五、新蒸汽的等效焓降

新蒸汽等效焓降的计算与式（15-15）按汇集式加热器的计算方法相同。因此，抽汽等效焓降的计算通式也可运用于新蒸汽。这时，把锅炉视为汇集式加热器即可。1kg 新蒸汽的毛等效焓降 H_m 可以用式(15-22)表示。

$$H_m=(h_0-h_n)-\sum_{r=1}^{z}\frac{\tau_r}{q_r}H_r \tag{15-22}$$

由于这样的计算没有考虑轴封蒸汽的渗漏及利用加热器的散热、抽气器耗汽及泵功能量消耗等辅助成分的做功损耗，因此得到的等效焓降称为毛等效焓降。如果扣除这些附加成分的做功损失，则称为净等效焓降。

1kg 新蒸汽的净等效焓降 H 可以用式（15-23）表示。

$$H=(h_0-h_n)-\sum_{r=1}^{z}\frac{\tau_r}{q_r}H_r-\sum\Pi \tag{15-23}$$

式中 $\sum\Pi$——轴封漏汽及利用加热器散热、抽气器耗汽和泵功耗能等辅助成分的做功损失的总和，kJ/kg。

汽轮机的效率，即实际循环效率 η，可按新蒸汽等效焓降与加入热量求得，可以用式（15-24）表示。

$$\eta=\frac{H}{Q} \tag{15-24}$$

$$Q=h_0-t_{gs}$$

式中 Q——产生 1kg 而加入循环的总热量，kJ/kg；

t_{gs}——给水焓值，kJ/kg。

六、再热机组的等效焓降

再热机组热系统如图 15-20 所示。由于有再热及其吸热量 σ 的存在，给等效焓降的计算及其应用带来了一些特点，不同于非再热机组。

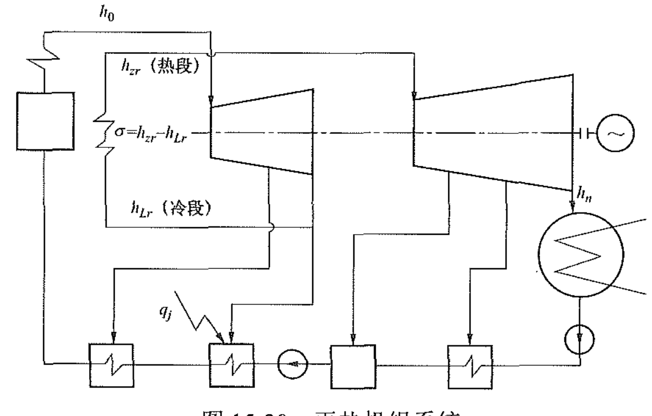


图 15-20 再热机组系统

再热热段以后的某 j 级抽汽由于再热热段以后排挤抽汽不影响通过再热器的蒸汽份额 α_{zr}，也就不影响再热器的吸热量，因而变热量等效焓降的计算与非再热机组一样，其等效焓降 H_j 应采用式（15-25）进行计算。

$$H_j=(h_j-h_n)-\sum_{r=1}^{j-1}A_r\eta_j \tag{15-25}$$

当然，也可以用等效焓降之间的关系式进行计算。抽汽效率的定义也和非再热机组一样。

再热冷段及其以上的 j 级加热器等效焓降 H_j 根据等效焓降定义，再热冷段及其以上产生 1kg 排挤抽汽，其等效焓降 H_j 为式（15-26）

$$H_j=(h_j+\sigma\Delta\alpha_{zr-j}-h_n)-\sum_{r=1}^{j-1}A_r\eta_j \tag{15-26}$$

式中 σ——1kg 蒸汽在再热器中的吸热，kJ/kg；

$\Delta\alpha_{zr-j}$——能级 j 排挤 1kg 抽汽流经再热器的份额。

当再热冷段排挤 1kg 抽汽时，$\Delta\alpha_{zr-j}=1$；当再热冷段之前的抽汽时，按式（15-27）计算。当为新蒸汽时为再热蒸汽与新蒸汽流量之比 $\Delta\alpha_{zr-j}=\alpha_{zr}$。

$$\Delta\alpha_{zr-j}=\prod_{r=c}^{j-1}\left(1-\frac{\gamma_r}{q_r}\right) \tag{15-27}$$

式中 q_r——1kg 加热蒸汽在加热器 r 中的放热量，kJ/kg；

γ_r——1kg 疏水在加热器 r 中的放热量，kJ/kg。

应当指出，这是 1kg 蒸汽返回汽轮机的真实做功，它不但包括排挤 1kg 蒸汽所需加入热量的做功，而且还包含排挤抽汽引起再热器吸热增量的做功。

对应地，抽汽效率 η_j 的计算公式也应考虑 j 级加热器加入的热量所得的做功，和再热器相应增加吸热的做功，按式（15-28）计算。

$$\eta_j=\frac{\Delta h_j}{q_j+\sigma\Delta\alpha_{zr-j}} \tag{15-28}$$

对于再热机组，新蒸汽等效焓降按式（15-29）

计算。

$$H=\left(h_0+\sigma\Delta\alpha_{zr-j}-h_n\right)-\sum_{r=1}^{z}\tau_r\eta_r-\sum\Pi \tag{15-29}$$

汽轮机效率按式（15-30）计算。

$$\eta=\frac{H}{Q} \tag{15-30}$$

$$Q=h_0+\alpha_{zr}\sigma-\overline{t}_{gs}$$

七、低温省煤器方案的经济性计算

1. 低温省煤器与加热器串联

如图 15-2 所示的串联系统，有热量 Q_d 通过低温省煤器带入热系统。相对于 1kg 新蒸汽来说，热系统获得的低温省煤器热量计算为

$$q_d=\frac{Q_d}{D}=\frac{D_d(t_d-t_d')}{D}=\alpha_d(t_d-t_d') \tag{15-31}$$

式中 q_d——对于 1kg 新蒸汽，热力系统获得的低温省煤器热量；

D——新蒸汽耗量；

t_d,t_d'——低温省煤器出口、进口的工质焓；

D_d——流经低温省煤器的工质流量；

α_d——流经低温省煤器的工质流量相对于 1kg 新蒸汽份额。

1kg 新蒸汽等效焓降增加量按式（15-32）计算。

$$H_h=q_d\eta_j \tag{15-32}$$

低温省煤器将使装置热经济性相对提高按式（15-33）计算。

$$\delta_{\eta_j}=\frac{\Delta H}{H}=\frac{q_d\eta_j}{H} \tag{15-33}$$

2. 低温省煤器与加热器并联

低温省煤器与加热器的并联系统如图 15-3 所示。流经并联式低温省煤器的工质流量为 D_d，相对于 1kg 新蒸汽份额按式（15-34）计算。

$$\alpha_d=\frac{D_d}{D} \tag{15-34}$$

具有份额为 α_d 的热水从 x–1 级加热器出口引出热系统，其损失做功为 $\alpha_d\sum_{r=x}^{m-1}\tau_r\eta_r$；在低温省煤器中吸热后的热水，从 m–1 级加热器的出口进入热系统，其做功为 $\alpha_d[(t_d-t_{m-1})\eta_m]$。整个系统获得的实际做功收益应是上述两项的代数和，计算式为

$$\Delta H_h=\alpha_d\left[\left(t_d-t_{m-1}\right)\eta_m-\sum_{r=x}^{m-1}\tau_r\eta_r\right] \tag{15-35}$$

低温省煤器使装置热经济性相对提高，可按式（15-36）计算。

$$\delta_{\eta_j}=\frac{\Delta H_h}{H} \tag{15-36}$$

第四节 烟气余热利用对锅炉效率和汽轮机热耗计算的影响

利用了烟气余热使得机组的整体热效率得以提高。根据火电纯凝机组设计标准发电煤耗和发电效率的计算公式见式（15-37）～式（15-39），机组发电效率只与锅炉效率、汽轮机效率和管道效率三个因素相关。管道效率通常情况下为固定值，根据 GB 50660—2011《火力发电厂设计规范》的推荐值为 99%。因此，烟气余热利用的收益可以体现在汽轮机效率（热耗率）上，即“收益归机”，也可以体现在锅炉效率上，即“收益归炉”。

$$b_{fn}=\frac{0.123}{\eta_{fn}}\times10^5 \tag{15-37}$$

$$\eta_{fn}=\eta_{qn}\eta_{gl}\eta_{gd}\times10^{-4} \tag{15-38}$$

$$\eta_{qn}=\frac{3600}{q_{jrn}}\times100\% \tag{15-39}$$

式中 b_{fn}——纯凝汽机组的设计发电标准煤耗率，g/kWh；

η_{fn}——纯凝汽机组的设计发电热效率，%；

η_{gl}——锅炉效率，取用锅炉设备技术协议中明确的锅炉效率保证值（按燃料低位热值），%；

η_{gd}——管道效率，%；

η_{qn}——纯凝汽机组的汽轮发电机组热效率，%；

q_{jrn}——纯凝汽机组的汽轮发电机组设计热耗率，取用汽轮机设备技术协议中明确的热耗率验收工况所对应的热耗率保证值，kJ/kWh。

一、“收益归机”的锅炉效率、汽轮机热耗率计算原则

1. 锅炉效率的计算边界

烟气侧边界：以空气预热器出口为界，即不以低温省煤器或烟气换热器出口为界；对于烟气余热梯级利用方案，烟气侧边界有两处，即经空气预热器的一路烟气边界为空气预热器出口，旁路烟气的边界为空气预热器进口，即给水换热器进口。

风侧边界：以空气预热器进口为界，即采用一、二次风加热器时以风加热器出口为界，不采用风加热器时以风机出口为界。

采用这种计算原则，在空气预热器下游设置低温省煤器加热凝结水方案，锅炉效率不变；烟气余热二

元利用方案，锅炉效率增加；烟气余热梯级利用方案锅炉效率通常是下降的。

2. 汽轮机热耗率的计算原则

传递到汽轮机回热系统烟气余热不视作汽轮机的输入热量，仍然以汽轮机热耗率计算公式中输入热量 Q_{in}，可以按式（15-40）求得

$$Q_{in}=D_t(h_t-h_{fw})+D_r(h_{hrh}-h_{crh}) \quad (15\text{-}40)$$

式中　D_t——主蒸汽流量；

D_r——再热蒸汽流量；

h_t——主蒸汽焓值；

h_{fw}——最终给水焓值；

h_{crh}——再热器进口蒸汽焓值；

h_{hrh}——再热器出口蒸汽焓值。

以此计算方法，烟气的余热实质上进入了汽轮机热力系统，但计算汽轮机热耗时未被计入输入热量，汽轮机的计算热耗降低。应将烟气余热传递到回热系统的具体位置和热量提供给汽轮机制造厂，完成对汽轮机热力系统各参数的影响的精确计算，并形成汽轮机热平衡图，也可通过等效焓降法对汽轮机热力系统效率进行计算。

二、“收益归炉”的锅炉效率、汽轮机热耗计算原则

1. 锅炉效率的计算边界

烟气侧边界：在空气预热器下游设置低温省煤器加热凝结水方案，以低温省煤器或烟气换热器出口为界。烟气余热二元利用方案为烟气-空气换热器出口为界。对于烟气余热梯级利用方案，烟气侧边界为烟气冷却器出口。

风侧边界：以空气预热器进口为界，即风加热器时以暖风器出口为界，不采用风加热器时以风机出口为界。

以此为锅炉效率计算边界，锅炉排烟热损失大大降低，锅炉效率提高。

2. 汽轮机热耗率的计算原则

传递到汽轮机回热系统烟气余热视作汽轮机的输入热量，汽轮机热耗率计算公式中输入热量 Q_{in}，可以按式（15-41）求得。

$$Q_{in}=D_t(h_t-h_{fw})+D_r(h_{hrh}-h_{crh})+Q_g \quad (15\text{-}41)$$

式中　Q_g——输入到汽轮机回热系统烟气余热。

以此为汽轮机热耗率计算边界，汽轮机热耗率提高了。

第十六章

锅炉本体疏放水系统设计

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

1. 设计范围

锅炉本体的疏放水系统设计范围，包括锅炉本体的疏放水、排污和放气。

2. 系统功能

系统设计应从机组安全经济运行、快速启动、事故处理、减少汽水损失、回收介质和热量以及实现自动化等，进行全面规划，统筹安排，力求系统简单可靠，布置合理。

锅炉本体的疏放水、放气、排污包括：

（1）过热器、再热器联箱及过热蒸汽、再热蒸汽减温器的疏水。

（2）水冷壁下联箱和省煤器联箱的排污和放水。

（3）为加快锅炉的温升，缩短启动时间，在锅炉后烟井前后墙下集箱的启动疏水。

（4）在锅炉上水和启动期间从锅炉各部件中排出空气和不凝结气体。

（5）在锅炉启动和停机期间，对需要疏放水的某些部位进行疏放水，在检修后启动前对锅炉进行清洗，停机期间对锅炉进行充氮保护。

（6）锅炉汽包连续排污、紧急放水和定期排污。

（7）直流锅炉启动分离器的疏水。

二、对原始输入条件的基本要求

对于汽包锅炉，原始输入参数为汽包和除氧器的最高工作压力；对于直流锅炉，原始输入参数为启动系统形式及设计容量。

第二节　常见系统设计方案

一、汽包锅炉

汽包锅炉本体的各个部件均设置了疏放水、放气，以便启动初期疏放水和停炉后放水，锅炉上水时放气。疏放水、放气点的位置、规格和数量均由锅炉厂设计。锅炉厂的汽水系统图（见图 16-1，见文后插页）中详细表示了锅炉本体各个部位的疏放水、放气、连续排污、定期排污和紧急放水。

（一）系统组成及设计范围

系统设计范围包括管道、阀门、联箱和支吊架等，典型的锅炉疏放水系统图如图 16-2 所示。

（1）锅炉各部位的疏放水和放气。如省煤器、汽包、锅炉下联箱的疏水放气。锅炉启动疏水及停炉放水至定期排污扩容器。

（2）锅炉定期排污至定期排污扩容器，连续排污至连续排污扩容器以及至定期排污扩容器的旁路；连续排污扩容器至定期排污扩容器的排水管道。

（3）锅炉后烟井前后墙下集箱启动疏水到锅炉定期排污扩容器或高压加热器事故疏水扩容器。锅炉汽包的紧急放水至定期排污扩容器。

（4）定期排污扩容器至机组排水槽的排水管道。

设计范围还包括下列管道：

（1）连续排污扩容器二次蒸汽排至除氧器的排汽管道。

（2）连续排污扩容器安全阀排汽管道。

（3）定期排污扩容器排大气管道。

（4）锅炉本体部分由锅炉厂设计并供货。

（二）系统设计规范

1. 设计参数

（1）疏水管道的疏水二次阀门和其以前的管道及附件，按与所连接管道或设备相同的设计参数选择，疏水二次门以后的管道及附件按 PN64 选择。

（2）放水、放气管道的二次门和其以前的管道及附件，按与所连接管道或设备相同的设计参数选择，二次门以后的管道及附件按 PN25 选择。

（3）排污管道三次阀门和其以前的管道及附件，按汽包最高工作压力和相应的饱和温度选择，三次阀门以后的管道及附件按 PN100 选择。

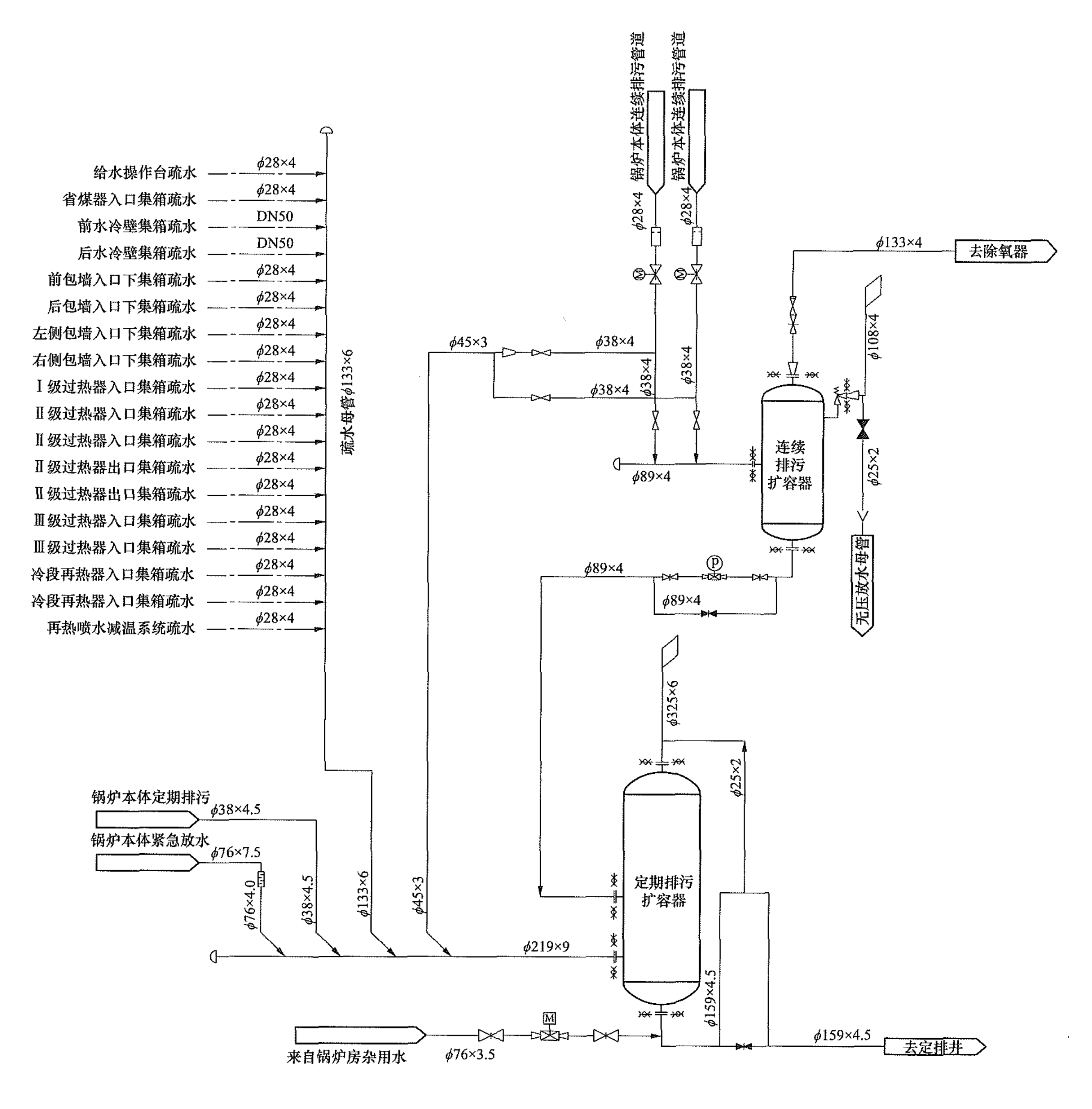


图 16-2　典型的锅炉疏放水系统图

（4）冷态启动当锅炉压力达到规定值时，关闭启动疏水阀，关断阀前设计压力为汽包最高工作压力，设计温度为其相应的饱和温度；阀后设计压力按 PN64 考虑。

2. 设计要求

定期排污系统的设计容量按 3%BMCR 锅炉蒸发量，连续排污系统的设计容量按 2%BMCR 锅炉蒸发量。

3. 运行要求

（1）启动期间，通过锅炉各疏水点进行疏放水。并通过后烟井下集箱的疏水管道，以加快锅炉燃烧效率，提高过热器出口蒸汽温度并控制压力上升速度，缩短启动时间。

（2）上水期间，必须把空气从省煤器、水冷壁和汽包中排除。

（3）无论是在正常工作下，还是诸如凝汽器管泄漏的非正常工况下，都必须使炉水的含盐量限制在允许的范围内。

（4）较长时间停炉时，必须对各受热面充氮，以减少腐蚀。

（5）为了提高传热效果并减少受热面的腐蚀，必要时可采用酸洗或采用其他净化溶液来定期清除受热面的结垢。

（6）在正常运行期间，只有连续排污管路保持工作，其他所有的排气和疏水阀均处于关闭状态。

（三）系统说明

1. 疏放水、放气

锅炉启动初期需疏放水，停炉后需放水，上水时需放气。

所有和锅炉本体连接的疏放水和放气管道均装有两个串联的截止阀。

为了便于操作，各处的疏水要引到一根公用的疏水母管再通到定期排污扩容器。疏水管道上最后一道阀门应尽量布置在靠近疏水母管处，以便操作。疏水母管按 PN64 压力等级设计。

2. 锅炉启动疏水

锅炉启动初期，为提高燃烧率，加快过热器出口蒸汽温升过程，缩短机组启动时间，在锅炉后烟井包覆管下集箱处设启动疏水管，每个接口经两只串联的隔断阀引出，经汇合成一根母管排至定期排污扩容器或高压加热器事故疏水扩容器，也可作为停炉放水用。此疏水管路兼作 5%BMCR 启动旁路，锅炉启动时，调节燃烧效率控制蒸汽温度，调节疏水量控制汽压，以提高汽轮机冲转时蒸汽参数配匹性，缩短启动时间，提高机组运行的灵活性，机组并网后关闭疏水阀。

3. 排污系统

汽包炉水循环过程中，随着蒸汽的不断形成，由于补充给水的品质是低于蒸汽的品质，故炉水含盐浓度增大。这不仅会影响蒸汽的品质，还将造成锅炉蒸汽受热面的积盐、腐蚀，威胁锅炉和汽轮机的安全运行。排污的目的在于维护炉水的含盐量在允许范围内，以确保锅炉和汽轮机的安全运行，但排污会造成工质和能量的损失。所以对锅炉的排污量要加以限制，应考虑排污工质和热量的回收，锅炉正常排污率不宜超过 1%。

锅炉排污系统是指汽包的连续排污管道和连续排污扩容器，锅炉下联箱的定期排污管道和定期排污扩容器，以及排污水及其热量回收系统。

（1）连续排污。连续排污用于排除汽包含盐量较高的炉水，在锅炉运行中采用连续方式排放。

连续排污管道从汽包盐段上连续排污接口引出，经电动隔断阀、排污水流量调节阀、流量测量装置、电动隔断阀、排污水压力调节阀排至连续排污扩容器。流量测量装置之后，还接出一路经电动隔断阀、压力调节阀至定期排污扩容器的旁路，以便连续排污扩容器发生故障时，连续排污水旁路到定期排污扩容器。当炉水品质恶化时，该旁路也可用于加大连续排污量。连续排污系统简图如图 16-3 所示。

排污水减压阀用于降低排污水的压力，流量调节阀用于调节连续排污量。连续排污扩容器的容量按排污率为 2%时扩容器内部扩容后蒸汽断面流速不超过 1.22m/s 设计。

连续排污扩容器的二次蒸汽通过电动隔断阀回收到除氧器。在该电动隔断阀之前还接出一路通过电动隔断阀排大气的旁路，在二次蒸汽管道上也接有蒸汽取样接管。当二次蒸汽的二氧化硅含量超过规定值，关闭至除氧器管道上的电动隔断阀，联锁开启电动隔断阀，二次蒸汽直接排大气。当二次蒸汽的二氧化硅含量符合回收标准时，排大气的电动隔断阀关闭，回收到除氧器的电动隔断阀联锁开启，继续回收连续扩容器的二次蒸汽。

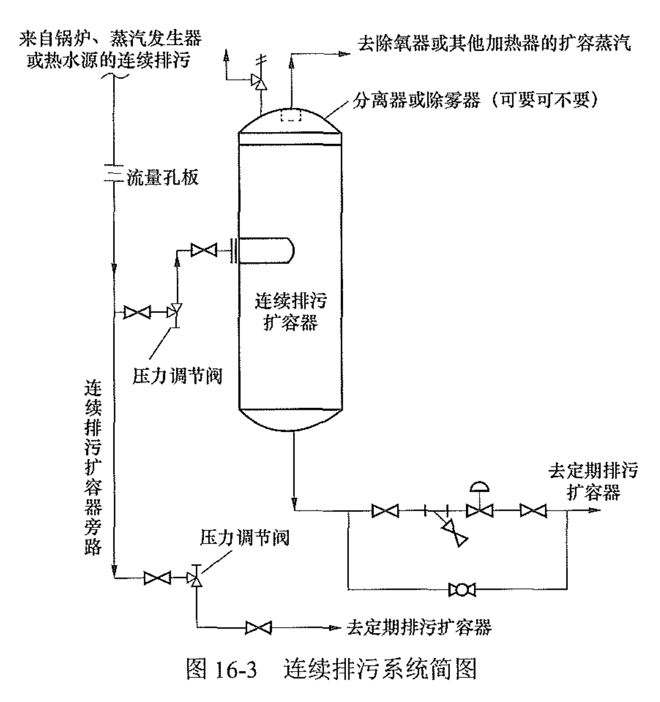


图 16-3　连续排污系统简图

连续排污扩容器二次蒸汽含硅量超标有两种可能：

1）炉水含盐量超标。

2）排入连续排污扩容器的炉水量过大，连续排污扩容器内断面蒸汽流速过高，导致二次蒸汽携带排污水。

第 1）种情况，可开放连续排污，调整炉水品质。第 2）种情况，可减少连续排污量，或使锅炉连续排污水旁路到定期排污扩容器。

回收除氧器的二次蒸汽管道在靠近除氧器接口处还设有一只止回阀，以防止工况变化时，蒸汽从除氧器倒流到连续排污扩容器。此外，在该止回阀之后的管道上还接有来自辅助蒸汽的养护用汽接管，以便短期停机时，在除氧器内部充满蒸汽。

连续排污扩容器上还装有弹簧式安全阀，当扩容器内压力超过整定值时，安全阀自动开启，以保护扩容器。

连续排污扩容器的排污水经扩容器的水位调节阀排至定期排污扩容器。

（2）定期排污。定期排污是指按规定的时间或者根据炉水质量状况不定期的排除锅炉下联箱沉积有残渣的炉水。定期排污系统简图如图16-4所示。

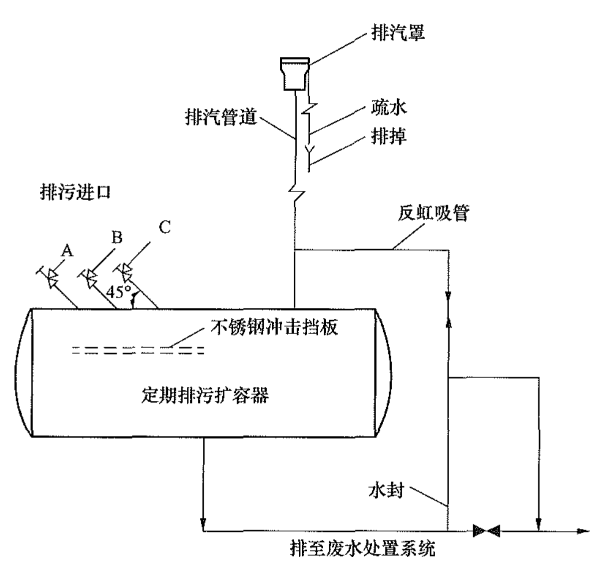


图16-4　定期排污系统简图

锅炉水冷壁下设有下集箱，经电动隔断阀后接入排污联箱，再经节流孔板、手动截止阀、电动隔断阀后接入定期排污母管，再由定期排污母管接入定期排污扩容器。

定期排污扩容器设计容量按排污量为3%BMCR时扩容器内部扩容后蒸汽断面流速不超过2.44m/s设计的。定期排污扩容器的二次蒸汽经排汽管道引到炉顶后直接排入大气。

定期排污扩容器除接受锅炉下集箱的排污水外，还接有来自锅炉疏水母管的排水，连续排污扩容器的排污水、管道疏水箱的事故排水、锅炉启动疏水、汽包紧急放水、空气预热器吹灰蒸汽疏水、除氧器放水等排水。

定期排污扩容器的排水经一个倒U形水封排至炉后的机组排水槽，倒U形水封是为了维持扩容器有一定的水位，为了防止水封管的虹吸作用将扩容器中的水抽尽，水封管道与扩容器的排汽管连通。此外，在定期排污扩容器的排水管还接有来自开式循环冷却水系统和杂用水系统的减温水，以降低排水温度。在减温水管道上设有减温水流量控制阀，将排水温度控制在不大于60℃。

4. 省煤器再循环管道

为防止锅炉启动初期，在进水量较小或者省煤器进口阀关闭的情况下，省煤器发生沸腾，设置从锅炉后部给水管道经电动隔断阀至省煤器进口集箱的省煤器循环管道。从汽包→下降管→再循环管道→省煤器→汽包，组成的一个循环回路。在启动初期，借助省煤器和下降管的温差，使水在回路流动，避免省煤器的“沸腾”。

省煤器再循环管道及其电动隔断阀由锅炉厂设计并供货。

5. 充氮系统

锅炉短期停炉，可采用湿保护，若长时间停炉应采用充氮保护，在各受热面以及汽包放气管道的两个关断阀之间设有充氮接口。

6. 酸洗系统

锅炉初次投运之前，应进行酸洗，锅炉大修之后，可根据需要是否进行酸洗。可在省煤器进口集箱和锅炉前部下集箱放水管道的两个关断阀之间设有酸洗接口。

（四）运行

1. 启动

锅炉上水前，应关闭锅炉水侧的所有放水阀，开启所有的放气阀。锅炉点火前，应开放过热器和再热器的排气阀和疏水阀，以及汽包的排气阀。点火后，在锅炉压力升到规定值的时候，关闭所有放气阀。若需要调整炉水的质量，可使用底部排污阀将炉水排至定期排污扩容器。若锅炉炉水产生膨胀使汽包水位升高，可使用底部的排污阀将炉水排至定期排污扩容器，以保持汽包水位正常。

热态启动时，所有排气阀应处于关闭位置。

在锅炉启动初期，为加快过热蒸汽的温升，缩短机组启动时间，可使用后烟井下集箱的启动疏水阀。该疏水阀在集控室手操控制。

2. 正常运行

在锅炉正常运行期间，有运行人员根据炉水质量情况，调节锅炉连续排污量。连续排污扩容器的二次蒸汽回收到除氧器。

3. 非正常工况

当炉水含盐量超过极限值时，投入定期排污。

4. 停炉

若短时间停炉，所有疏水门和排气门，包括连续排污门，都应关闭，以积蓄能量，以便锅炉热态快速启动。

若锅炉长时间停运，应使用锅炉的各受热面充氮接口，在各受热面进行充氮保养。

二、直流锅炉

直流锅炉与汽包锅炉不同在于没有汽包作为汽水分离的分界点，因此必须设置一套特有的启动系统，

以保证锅炉启停或低负荷运行过程中水冷壁的安全和正常供汽。锅炉启动系统主要有内置式和外置式汽水分离器两种，目前大型锅炉均采用内置式启动分离器系统。内置式汽水分离器系统根据疏水回收系统不同，可分为凝汽疏水式、大气扩容式、循环泵式和热交换器式，国内电厂一般采用大气扩容式和循环泵式。

锅炉本体的疏放水不仅包括锅炉各个受压件的疏放水、放气，还包括启动系统的汽水分离器的疏放水。锅炉厂的汽水系统和启动系统详细表示了锅炉本体各个部位的疏放水、放气、汽水分离器、储水箱、大气式扩容器、集水箱以及疏水泵。图 16-5 所示的为 660MW 直流锅炉本体启动及疏放水系统。

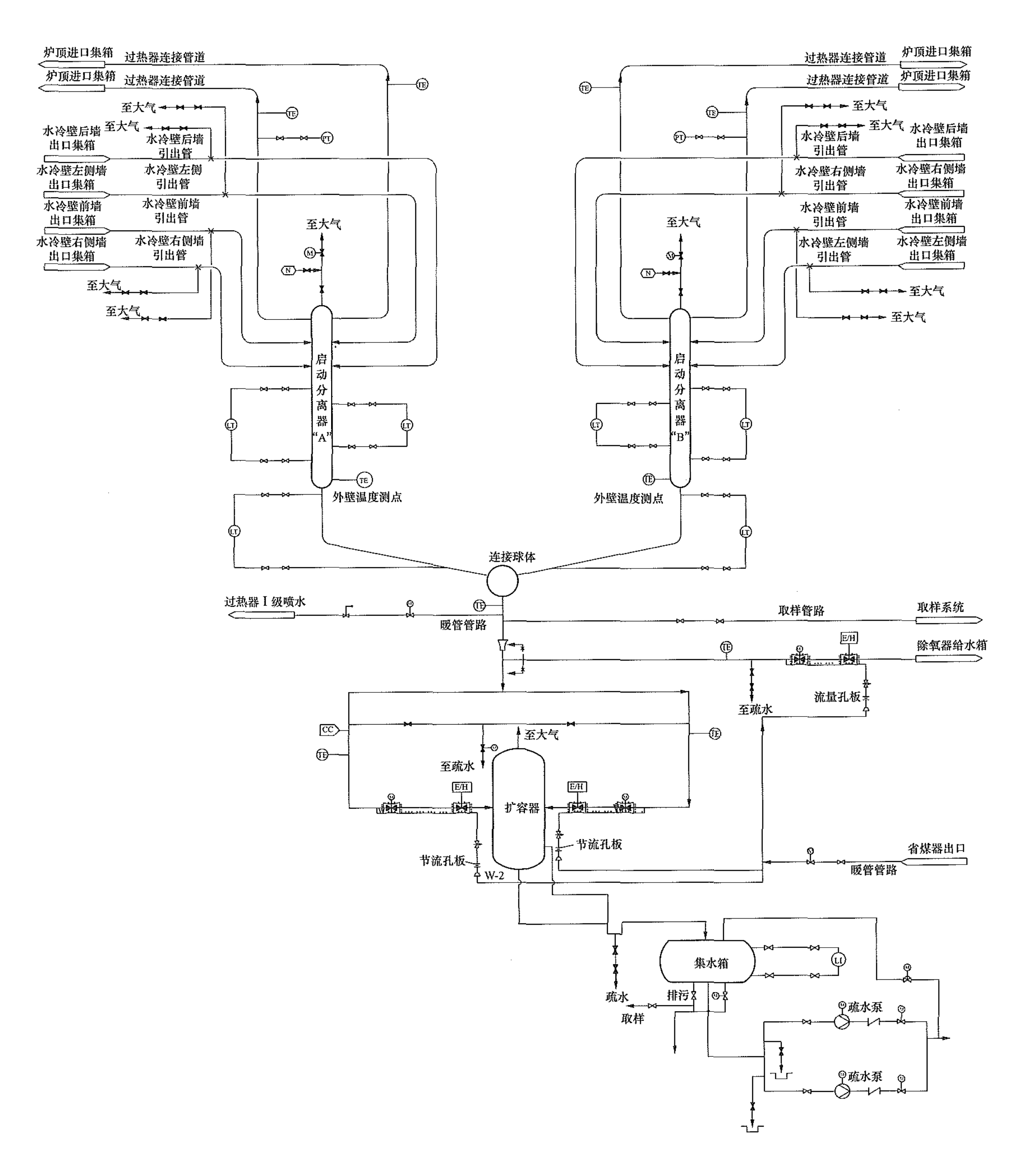


图 16-5　660MW 直流锅炉本体启动及疏放水系统

（一）系统组成及设计范围（见图 16-6）

系统设计范围包括管道、阀门、联箱和支吊架等。

（1）锅炉各受压件的疏水和放气。

（2）锅炉启动疏水及停炉放水至大气式扩容器。

（3）分离器储水箱经炉水循环泵至省煤器入口（如有）。

（4）分离器储水箱至大气式扩容器。

（5）大气式扩容器疏水至集水箱，经疏水泵至凝汽器或循环水回水管道。

（6）集水箱排污及溢流水至机组排水槽。

（7）大气式扩容器排大气管道。

（二）系统设计说明

1. 大气扩容式启动系统

大气扩容式启动系统主要由启动分离器、大气式扩容器、疏水回收箱、疏水泵和水位调节阀组等设备和阀门组成，如图 16-7 所示。

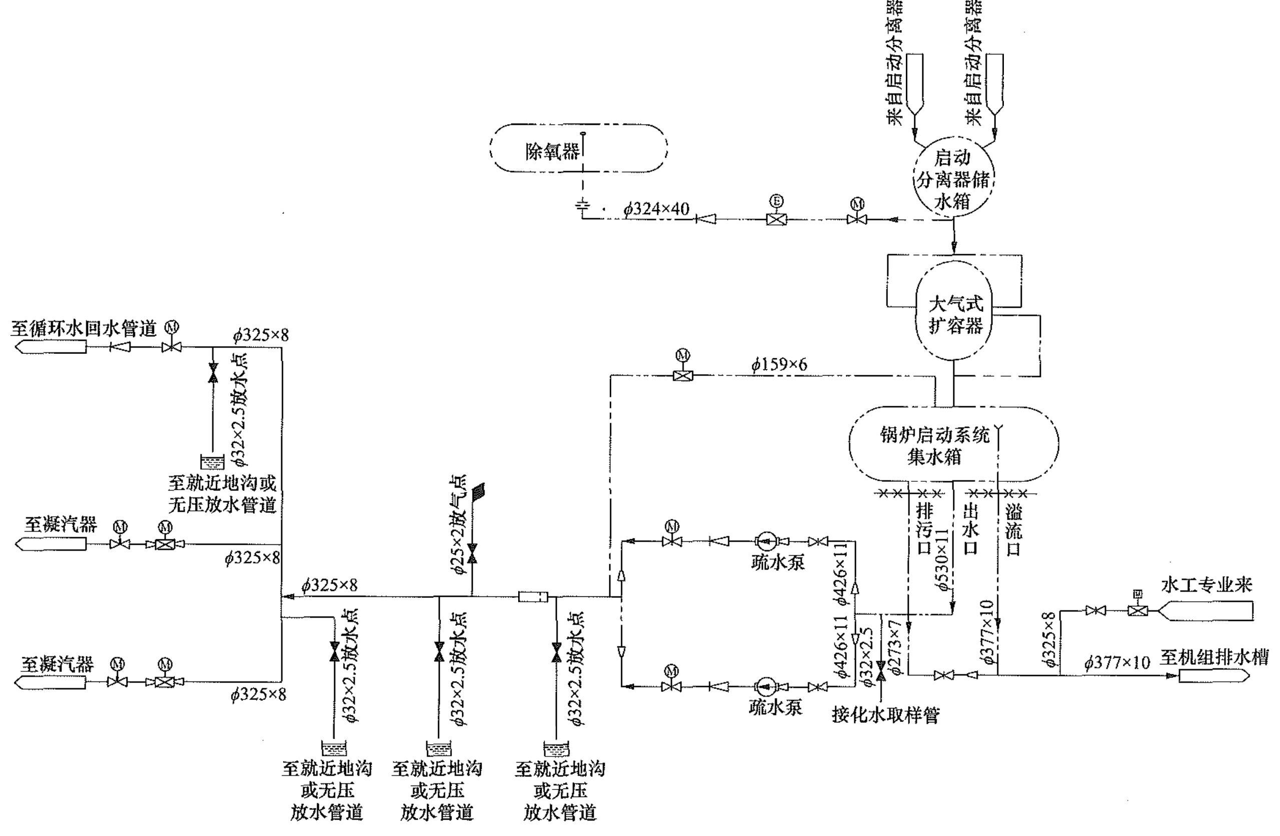


图 16-6　直流炉 660MW 机组启动及疏放水系统图

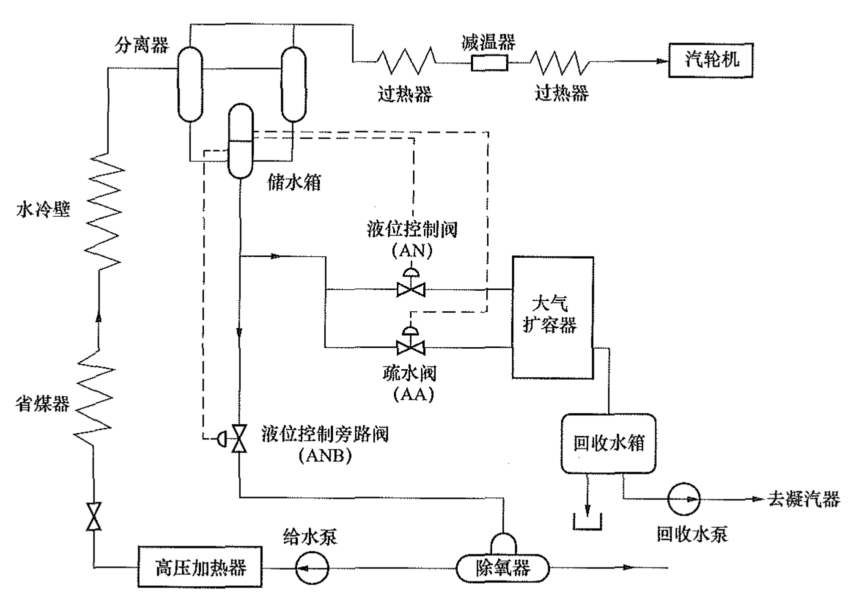


图 16-7　大气扩容式启动系统

大气扩容式启动系统储水箱中疏水排往除氧器或大气式扩容器。

大气式扩容器启动系统主要功能依靠疏水调节阀组来完成，同时与锅炉启动时所处的状态有关，调节阀组的控制也有所区别。锅炉在不同的启动工况下启动时，炉内工质的温度和压力，炉水、金属和炉墙的蓄热量差别较大，汽轮机和锅炉的冷却速度相差较大，启动参数也不同，所以锅炉的燃烧率，投入速度是有较大区别的。因而启动过程中，进入启动分离器的水量和热量或焓值，以及启动分离器的产汽量和疏水量随时间的变化亦是有较大区别的。

启动分离器疏水调节阀组主要有三套，即3A阀，分别称为AA阀、AN阀和ANB阀，也称为汽水分离器疏水阀、汽水分离器液位控制阀和汽水分离器液位控制旁路阀。三阀的功能如下分述。

在锅炉启动过程中炉本体的冷态或热态清洗阶段中，进入汽水分离器的给水经AA、AN阀、大气式扩容器、疏水箱排放至地沟，待给水品质合格后，疏水泵投入运行，疏水泵由疏水箱的水位开关实现自启停，以回收工质。此时汽水分离器的水位可切换由ANB阀控制，疏水至除氧器，实现工质和热量的回收功能。即使在冷态启动工况下，只要水质合格和满足ANB阀的开启条件，也可以通过ANB阀疏水进入除氧器水箱。ANB阀保持启动分离器的最低水位。由于启动分离器正常运行压力远高于除氧器压力，ANB阀应为满足相关标准的安全切断阀，发生故障时具有切断功能。

分离器水位是通过3A阀按顺序进行自动控制的，3A阀为液压控制阀。锅炉在湿态运行时，汽水分离器内的水位由ANB阀自动维持，当汽水分离器的水位高于ANB阀的调节范围时，比如在锅炉发生炉水膨胀时，再由AN阀、AA阀相继参与调节，以维持分离器的正常水位；当水位下降时，AA阀先行关闭，然后AN阀关闭，然后再由ANB阀调节和维持分离器的正常水位。当疏水参数高于或低于除氧器允许值时，ANB阀关闭，疏水经AA阀和AN阀进入疏水扩容器。

随着锅炉启动过程中燃料量的增加，锅炉产生的蒸汽量不断增加直至当燃料量大于25%～35%BMCR时，汽水分离器由湿态运行逐渐变成干态运行，此时分离器内没有水位，AA、AN、ANB阀均呈关闭状态，且其各自的隔离阀也联锁关闭，启动旁路系统退出运行。当负荷高于25%～35%BMCR时，汽水分离器中全部是蒸汽，呈干态运行，此时内置式分离器相当于一个蒸汽联箱，成为从水冷壁与过热器之间的一个蒸汽通道。

该系统在启动初期，疏水量较大的时候，除氧器只能回收部分介质，仍然有部分介质经锅炉疏水扩容器排放，有部分热量和介质浪费。排水到除氧器，利用给水泵将该部分水打到给水中，可以不用重新设置结构复杂的炉水循环泵，但对除氧器的安全存在一定的威胁，大量的热水进入除氧器，导致除氧器液位波动大，容易满水。

2. 循环泵式启动系统

循环泵式启动系统与大气扩容式启动系统最大的不同是将排往除氧器的疏水改到排往省煤器入口的给水母管，为克服该部分疏水与给水压力的偏差，在该部分疏水管道上安装了一台炉水循环泵及辅助设备。

循环泵式启动系统按循环泵在系统中与给水泵的连接方式，可分为串联和并联两种形式。一部分给水经给水混合器进入循环泵水流的称为串联式启动系统，给水不经循环泵水流的称为并联启动系统。

该启动系统主要由启动分离器、再循环泵等组成，如图16-8所示。

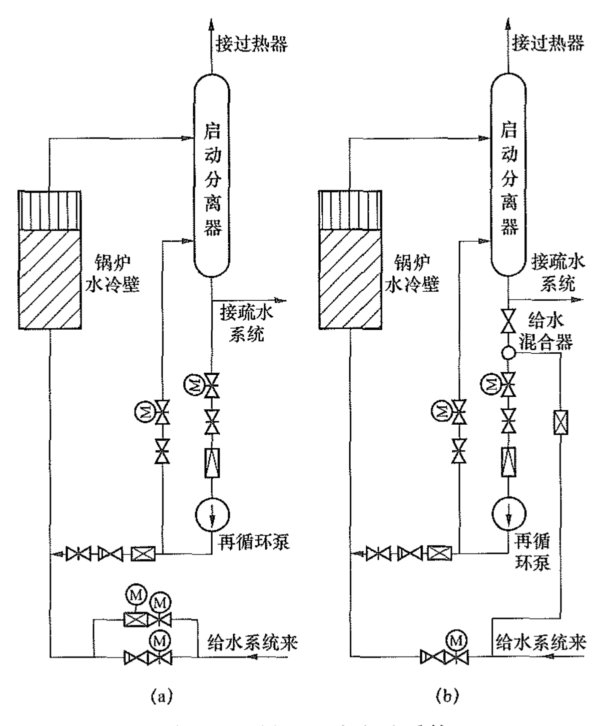


图16-8　循环泵式启动系统

(a) 并联式；(b) 串联式

锅炉启动期间，当炉水不合格时，通过分离器底部的排放管路接至扩容器，直接排放或送入凝汽器或循环水回水管。当系统内的水质合格时，炉水经启动分离器，在通过循环泵送入给水管路的启动系统，通过循环泵出口的流量调节阀，维持水冷壁的最低质量流速，这样可最大限度地减少给水流量，降低给水系统的功耗。

由于安装有循环泵，锅炉的启动系统具有较大灵活性的特点。因在低负荷时，可维持最低的炉水循环量，该系统适用于带基本负荷兼调峰或中间负荷运行，锅炉的滑压运行范围可扩宽，操作较为方便。当循环泵故障时不需首先隔绝给水泵，也不会对给水系统造成不良影响。

循环泵式启动系统不损失工质和热量，但系统中再循环泵的运行条件较高，泵的维护工作量大，系统初投资及运行费用较高。

3. 锅炉本体疏放水系统

为保证锅炉安全、可靠地运行，在受压件必要位置设有疏水和放气点，具体布置参见锅炉厂汽水系统图。在水冷壁下集箱和中间集箱上设有疏水管，作停炉疏水用。省煤器进口集箱，后烟井下部环形集箱均设有疏水管。疏水管上一般串联两只截止阀。

为了便于操作，各处的疏水要引到一根公用的疏水母管再接到疏水扩容器。

在锅炉点火前，过热器和再热器系统的疏水阀和放气阀必须打开，以保证系统内管道疏水，疏水后当管道内产生蒸汽时，关闭过热蒸汽管道上的排汽阀。后烟井集箱上的疏水阀待达到相应参数后立即关闭，再热器疏水阀和排气阀必须在冷凝器建立真空前关闭。

锅炉本体疏放水流程图如图16-9所示，主要配置有：汽水分离器；储水箱；炉水循环泵（若有）；大气式扩容器；集水箱；疏水泵。

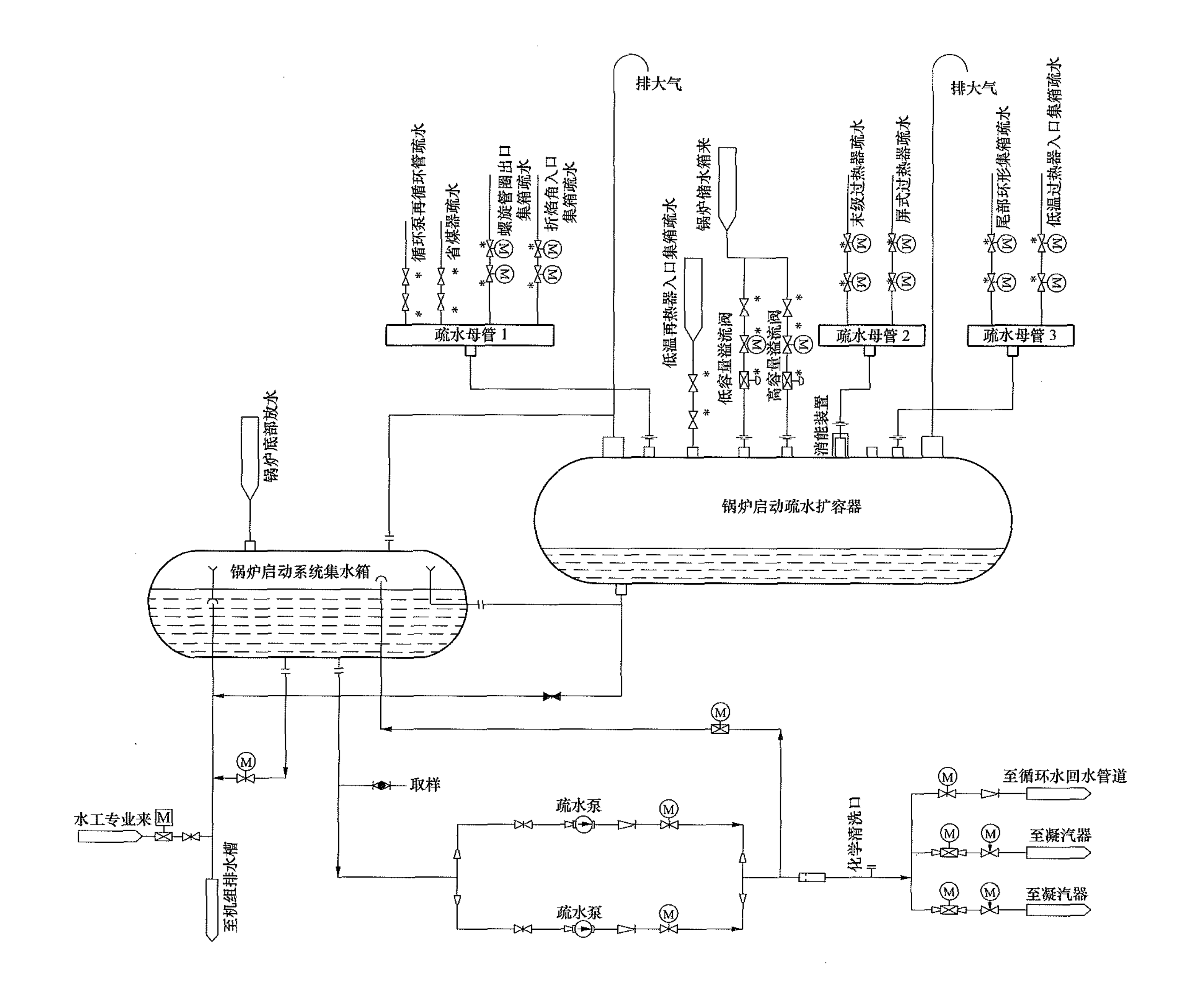


图16-9　直流锅炉疏放水流程图

锅炉冷态清洗和热态清洗及锅炉处于湿态运行状态时，工质通过水冷壁进入汽水分离器，经汽水分离器出来的疏水汇合到储水箱。疏水在储水箱之后分成两路，当有炉水循环泵时，一路疏水通过炉水循环泵被送至省煤器进口，当无炉水循环泵时，一路疏水排入除氧器；另一路接至大气式疏水扩容器中。经过扩

容后的疏水进入集水箱，监测集水箱出口管道上的水质，当水质不满足凝结水精处理进水水质的要求（悬浮物小于 4mg/L，铁离子小于 1mg/L）时，疏水排放到机组排水槽或循环水管。

系统的设计以最大限度回收利用启动疏水为原则。只要疏水的水质满足凝结水精处理要求，疏水应通过疏水泵打入凝汽器，进入机组循环。

在锅炉冷态清洗的初期，凝结水的铁离子和悬浮物含量较高。当锅炉进行热态清洗时，随着工质温度的升高，铁离子的溶解度会增加，当工质温度达到150℃时，铁离子的溶解度最大，而这个温度是热态清洗的常用温度。因此，在冷态清洗和热态清洗的初期都可能出现铁离子浓度超过精处理的要求。在上述情况下，疏水排入机组排水槽或通过疏水泵排入循环水管。

当疏水排放到机组排水槽时，机组排水槽池壁最高允许温度一般为60℃，而热态清洗和锅炉湿态运行时排放的疏水为饱和水，水温为100～120℃，因此在排放疏水到机组排水槽之前和排放过程中要兑足够的冷却水或疏水排入循环冷却水回水管。

第三节　联　锁　条　件

一、汽包锅炉的联锁

（1）排污水减压阀。排污水减压阀用于降低排污水的压力，可从汽包压力减到扩容器所能承受的任何压力，其压力信号来自减压阀后的管道。

（2）排污水流量调节阀和关断阀。排污水流量调节阀根据炉水的含硅量自动进行排污量调节，关断阀在主控室手动操作。

连续排污管道上流量测量装置测得排污率在控制室显示，记录和累计。

（3）连续排污扩容器水位控制和二次蒸汽管道关断阀的联动。连续排污扩容器上装有就地水位计，液位测量装置控制高、低水位开关。水位控制器用于调节连续排污扩容器到定期排污扩容器的流量调节阀，以控制连续排污扩容器的正常运行水位。扩容器水位升到高水位，高水位开关动作，在控制室报警；水位降至低水位，低水位开关动作，在控制室报警。

连续排污扩容器二次蒸汽二氧化硅含量超标时，在控制室报警，手操关闭至除氧器排汽管道上的电动隔断阀联动开放排大气管道上的电动隔断阀，连续排污扩容器二次蒸汽直接排入大气。当二氧化硅含量符合规定值时，至除氧器排汽管道上电动隔断阀自动开启，并联动关闭排大气管道上的电动隔断阀连续排污扩容器二次蒸汽继续排至除氧器进行回收。

（4）定期排污扩容器排污水温度控制。减温水管道上流量调节阀用于调节定期排污扩容器排污水温度，超过 60℃时，自动开启，排污水温度低于 50℃时，自动关闭流量调节阀。

（5）锅炉启动疏水。后烟井下班集箱接出的放水支管上电动关断阀在集控室手操控制。四根疏水管汇成一根母管后，排至定期排污扩容器。

二、直流锅炉的联锁

疏水扩容器上设有疏水再循环接口、锅炉本体疏放水接口、人孔等。疏水扩容器上设有就地磁翻板式水位指示表、压力指示表、水位测量差压变送器等。

疏水扩容器进口设置有两个高水位调节阀，在启动初期水质不合格以及为了防止启动初期汽水膨胀阶段分离器水位过高、饱和水进入过热器，通过这两个调节阀将汽水分离器中大量的疏水排入疏水扩容器。经疏水扩容器扩容减压后，疏水流入储水箱储存，通过储水箱下疏水泵升压后经过出口止回阀和电动隔离阀排入凝汽器或循环水回水管道。当疏水扩容器处于低水位时，疏水泵出口疏水通过再循环调节阀将疏水回流到疏水扩容器。疏水扩容器排水至机组排水槽的管线，用于锅炉点火前的冷态冲洗水及启动过程中不合格的炉水和疏水扩容器的检修放水。疏水扩容器排水的联锁条件如下：

（1）集水箱出口管设有化学取样点，当集水箱出口水质悬浮物小于 4mg/L，铁离子小于 1mg/L 时，通过疏水泵排入凝汽器。疏水泵进出口阀门开，但是当单个凝汽器运行时，只开对应运行的凝汽器阀门。

（2）调节阀控制阀前管线压力不低于 0.12MPa（a）。

（3）当集水箱出口水质悬浮物大于 4mg/L，铁离子浓度大于 1mg/L，且疏水水温不高于 60℃时，疏水排入机组排水槽。排污阀开，疏水泵进出口阀门关。

（4）当集水箱出口水质悬浮物大于 4mg/L，铁离子浓度大于 1mg/L，且疏水水温高于 60℃时，根据机组排水槽中水温判断疏水排放目的地，具体的控制逻辑如下：

1）当机组排水槽中水温低于 60℃，先向机组排水槽注入工业水，持续 5min 后，疏水扩容器排污阀开疏水排入机组排水槽。

疏水排放过程中监测机组排水槽中水温，当水温高于 60℃，停止向机组排水槽排放，执行 2）步骤。

2）当机组排水槽中水温高于 60℃，疏水通过疏水泵排入循环水排水管。疏水扩容器排污阀关；疏水泵开，循环水管的进口阀门开。

同时，监测机组排水槽中水温，当水温低于 40℃，停止向循环水排水管排放，执行 1）步骤。

第四节　设　计　计　算

疏水扩容器包括连续排污扩容器、定期排污扩容器以及大气式疏水扩容器。连续排污扩容器容量按排污率 2%BMCR 锅炉蒸发量，定期排污扩容器的容量按排污率 3%BMCR 锅炉蒸发量，大气式扩容器的容量按启动疏水 30%BMCR 锅炉给水流量考虑。疏水扩容器的计算方法有上升速度法和蒸发强度法。

一、上升速度法

1. 扩容器中放出的扩容蒸汽量

扩容器中放出的扩容蒸汽量按式（16-1）计算。

$$m_2 = m_1 \frac{h_1 - h_2}{h_3 - h_2} \tag{16-1}$$

式中　m_1——热水源的排污量，t/h；

m_2——扩容器中放出的扩容蒸汽量，t/h；

h_1——对应于热水源压力饱和水的焓值，kJ/kg；

h_2——扩容器中对应于扩容蒸汽压力饱和水的焓值，kJ/kg；

h_3——扩容器中对应于扩容蒸汽压力饱和蒸汽的焓值，kJ/kg。

2. 扩容蒸汽的上升速度

扩容蒸汽的上升速度，即扩容蒸汽离开容器中分离面（即容器中的汽水接触面）的上升速度。在连续排污扩容器中，最大允许上升速度为 1.22m/s；在定期排污扩容器和大气式扩容器中，最大允许上升速度为 2.44m/s。

3. 分离表面

扩容器分离表面的最小面积可按式（16-2）确定。

$$A = \frac{m_2 c}{3600 v} \tag{16-2}$$

式中　A——最小分离面积，m²；

m_2——扩容器中放出的扩容蒸汽量，t/h；

c——扩容蒸汽的比热容，m³/kg；

v——扩容蒸汽的最大允许上升速度，m/s。

4. 扩容器的结构参数

扩容器水平布置时，分离面积为

$$A = D_i L \tag{16-3}$$

式中　A——扩容器分离面的面积，m²；

D_i——扩容器的内径，m；

L——扩容器长度，m。

扩容器立式布置时，扩容器的内径可按式（16-4）计算。

$$D_i = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \tag{16-4}$$

式中　D_i——扩容器的内径，m；

A——扩容器的分离面积，m²。

二、蒸发强度法

1. 扩容器中放出的扩容蒸汽量

扩容器中放出的扩容蒸汽量按式（16-5）计算。

$$m_2 = m_1 \frac{h_1 - h_2}{h_3 - h_2} \tag{16-5}$$

2. 扩容器中汽侧容积

扩容器中汽侧容积按式（16-6）计算。

$$V_2 = \frac{m_2 c_2}{R} \times 10^3 \tag{16-6}$$

式中　V_2——扩容器中汽侧容积，m³；

m_2——扩容器中放出的扩容蒸汽量，t/h；

c_2——扩容器中放出的扩容蒸汽比热容，m³/kg；

R——扩容器蒸发强度，m³/（h・m³）。

对于连续排污扩容器，R=800～1000m³/(h・m³)；对于定期排污扩容器、大气式扩容器，R=2000～3000m³/（h・m³）。

3. 扩容器中水侧容积

扩容器中水侧容积一般取汽侧容积的 20%～30%，按式（16-7）计算。

$$V_3 = (0.2 \sim 0.3) V_2 \tag{16-7}$$

式中　V_3——扩容器中水侧容积，m³；

V_2——扩容器中汽侧容积，m³。

4. 扩容器最小容积

扩容器最小容积按式（16-8）计算。

$$V_{kr} = V_2 + V_3 \tag{16-8}$$

式中　V_{kr}——扩容器最小容积，m³；

V_2——扩容器中汽侧容积，m³；

V_3——扩容器中水侧容积，m³。

5. 扩容器的结构参数

（1）立式扩容器，如图 16-10 所示。

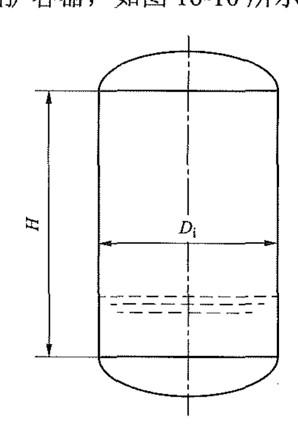


图 16-10　立式扩容器

1）扩容器高度。结合扩容器最小容积，合理选取扩容器内径 D_i，计算扩容器高度。

$$H=(1.5\sim2)D_i+1.5 \tag{16-9}$$

式中　H——扩容器高度，m；

D_i——扩容器内径，m。

2）扩容器容积。

$$V=\frac{\pi}{4}D_i^2H+2V_{ft} \tag{16-10}$$

式中　V——扩容器容积，m^3；

V_{ft}——扩容器封头容积，m^3。

（2）卧式扩容器，如图 16-11 所示。

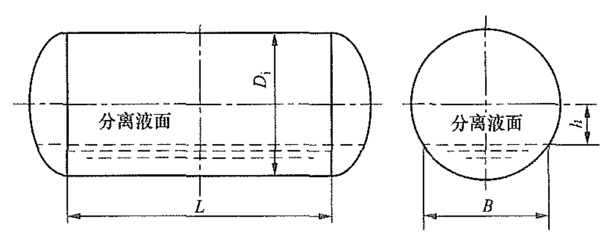


图 16-11　卧式扩容器

1）根据扩容器最小容积，合理选取扩容器内径 D_i、离面位置 h（分离液面距扩容器中心线的距离）和分离液面面积 A，按式（16-11）和式（16-12）计算分离液面弦长 B 和扩容器长度 L。

$$B=2\left[\left(\frac{D_i}{2}\right)^2-h\right]^{1/2} \tag{16-11}$$

$$L=\frac{A}{B} \tag{16-12}$$

式中　B——扩容器分离液面弦长，m；

L——扩容器长度，m；

A——分离液面面积，m^2。

2）扩容器容积。

$$V=\frac{\pi}{4}D_i^2L+2V_{ft} \tag{16-13}$$

式中　V_{ft}——扩容器封头容积，m^3。

三、蒸发强度法和上升速度法比较

蒸发强度法和上升速度法，分别将扩容器内蒸汽的蒸发强度和上升速度作为扩容器容积设计的控制参数，两种设计方法均能满足大气式疏水扩容器容积设计要求。

若扩容器为立式结构，分离面积仅取决于扩容器直径，当分离器直径相同时，采用蒸发强度法和上升速度法均可，选取的扩容器容积基本一致。

若扩容器为卧式结构，蒸发强度法只考虑了扩容器汽侧空间容积对扩容效果的影响，未考虑扩容器分离面积对扩容效果的影响。分离面积取决于扩容器直径、长度和分离面位置 3 个因素，而蒸发强度法未考虑扩容器长度和分离面位置两个因素，所以计算的结果远大于采用上升速度法。因此，在卧式扩容器设计时，采用蒸发强度法计算扩容器容积偏于保守，采用上升速度法计算扩容器容积更为经济。在进行扩容器设计时，先按上升速度法确定扩容器尺寸，再按蒸发强度法校核扩容器有效汽容积，最终确定扩容器容积。

四、典型机组定排污扩容器容积

典型机组定排污扩容器的容积见表 16-1。

表 16-1　典型机组定排污扩容器的容积

机组容量（MW）	定排容积（m^3）	连排容积（m^3）
135	7.5	3.5
300	12	5
600	18	6

第五节　设　备　选　型

一、扩容器

扩容器一般分为分体式疏水扩容器和一体化疏水扩容器。

1. 分体式疏水扩容器

（1）启动分离器储水箱疏水一路接入疏水扩容器。经疏水扩容器扩容减压后，疏水自流入集水箱。集水箱的有效储水量不小于 5min 的锅炉最大启动疏水量。

（2）集水箱内的疏水经疏水泵排入凝汽器。疏水泵布置在锅炉房的零米层，凝结水箱的布置高度考虑疏水泵入口的有效汽蚀余量。

（3）疏水扩容器的容量除满足锅炉启动过程中的最大启动疏水量外，还能满足锅炉本体范围内其他疏放水水量，包括过热器疏水、再热器疏水、过热器和再热器减温水站疏水、吹灰器疏水、省煤器放水等。疏水扩容器设计的最高工作压力小于 1.0MPa。

（4）扩容器的排汽管道排出口接至锅炉炉顶屋盖上 2.5m 以上。

2. 一体化疏水扩容器

（1）在冷、热态水冲洗时，水质尚未合格前，疏水排入扩容器。经扩容减压后，疏水自流入一体式疏水扩容器。一体式疏水扩容器的有效储水

量不小于 5min 的锅炉最大启动疏水量。一体式疏水扩容器内的疏水经疏水泵排入凝汽器或循环水管道。疏水泵布置在锅炉房的零米层，一体式疏水扩容器的布置高度需考虑疏水泵入口的有效汽蚀余量。

（2）上述疏水扩容器的容量除满足锅炉启动过程中的最大启动疏水量外，还满足锅炉本体范围内其他疏放水水量，包括过热器扩容器的排汽管道排出口接至锅炉炉顶屋盖上 2.5m 以上。疏水、再热器疏水、过热器和再热器减温水站疏水、省煤器放水等。疏水扩容器设计压力为 1.0MPa。

（3）扩容器的排汽管道排出口接至锅炉炉顶屋盖上 2.5m 以上。

二、疏水回收泵

（一）疏水回收泵的流量

1. 有启动循环泵的工况

（1）锅炉启停时，锅炉启动分离器的疏水通过启动循环泵和疏水回收泵分别做两个循环。启动循环泵将分离器疏水送入锅炉给水管道至省煤器，部分疏水通过启动疏水回收泵送入凝汽器，其作用是防止省煤器汽化和保证给水泵的最小流量。

锅炉启停阶段的大部分时间，通过锅炉循环泵和疏水回收泵的流量为

循环泵流量＝25%ECR 流量–5%BMCR 流量＋循环泵再循环流量

疏水回收泵流量＝5%BMCR 流量＋启动分离器疏水冷却水量

（2）锅炉汽水膨胀阶段，大量的疏水进入汽水分离器。循环泵的流量不变。

疏水回收泵流量＝5%BMCR 流量＋启动分离器疏水冷却水量+汽水膨胀的流量

1）冷态启动阶段：汽水膨胀的流量为 15%BMCR 流量。

2）温态和极热态启动阶段：汽水膨胀的流量为 30%BMCR 流量。

3）热态启动阶段：汽水膨胀的流量为 35%BMCR 流量。

（3）锅炉冷态清洗阶段，启动循环泵不参与清洗，但仍然通过再循环管道运行，保持循环泵最低流量，清洗水通过疏水回收泵维持循环，启动疏水回收泵的流量＝25%BMCR 流量＋启动分离器疏水冷却水量。

（4）锅炉热态清洗阶段，启动循环泵也不参与清洗，但仍然通过再循环管道运行，保持循环泵最低流量，清洗水通过疏水回收泵打循环，启动疏水回收泵的流量＝20%BMCR 流量＋启动分离器疏水冷却水量。

2. 无启动循环泵的工况

（1）启动分离器的疏水都通过疏水回收泵输送至凝汽器，进入循环。

锅炉启停阶段的大部分时间，通过疏水回收泵的流量＝25%ECR 流量＋启动分离器疏水冷却水量。

（2）汽水膨胀阶段，通过启动疏水回收泵的流量＝25%ECR 流量＋启动分离器疏水冷却水量＋汽水膨胀的流量。

1）冷态启动阶段：汽水膨胀的流量为 15%BMCR 流量。

2）温态和极热态启动阶段：汽水膨胀的流量为 30%BMCR 流量。

3）热态启动阶段：汽水膨胀的流量为 35%MCR 流量。

（3）锅炉冷态清洗和热态清洗时通过疏水回收泵的流量与带启动循环泵的工况相同。

3. 启动疏水回收泵容量选取

启动疏水回收泵容量选取按如下原则：

（1）不延长启动时清洗过程的时间，满足清洗的流量要求。

（2）满足机组的启停疏水要求。

（3）汽水膨胀工况下的疏水，当汽水膨胀时，部分疏水由疏水回收泵输送，多余的疏水暂时存在于疏水扩容器的集水箱中，如果集水箱的水位高，则通过溢流管排放至机组排水槽。

当机组带启动循环泵时，疏水回收泵的容量应当保证在启动循环泵故障的情况下，机组能够启停（主要是能够停炉），满足不带启动循环泵工况下的启停疏水要求。由于启停时大部分时间疏水回收泵的流量很小，不带启动循环泵运行的机会很少，每次启动汽水膨胀的持续时间仅持续 5min，因此疏水回收泵的容量按不带启动循环泵工况下的启停疏水量，2×50%容量，流量裕量 10%选取。

疏水回收泵的流量＝（25%ECR 流量＋启动分离器疏水冷却水量）×疏水比容×1.1/2m^3/h

当机组不带启动循环泵时，疏水回收泵的容量按启停疏水量，2×100%容量，流量裕量 10%选取。

疏水回收泵的流量＝（25%ECR 流量＋启动分离器疏水冷却水量）×疏水比容×1.1m^3/h

（二）疏水回收泵的扬程

锅炉启动排水系统疏水泵的扬程应考虑下列各项之和：

（1）从大气扩容器下游储水箱出口到凝汽器（或汽轮机本体疏水扩容器）入口管系的总阻力（按锅炉最小直流负荷的水量计算），另加10%的裕量。

（2）大气扩容器下游储水箱水位和凝汽器（或汽轮机本体疏水扩容器）排水入口的水柱静高差。

（3）凝汽器（或汽轮机本体疏水扩容器）最高工作压力。

（4）大气扩容器下游储水箱水位额定工作压力。

第十七章

燃油系统设计

第一节 系统说明

一、设计范围和系统功能

1. 设计范围

火力发电厂燃油系统的范围从燃油卸油一直到炉前燃油系统，包括卸油系统、储油和供回油系统、污油处理系统、吹扫和残油收集系统、炉前燃油系统。其中炉前燃油系统部分一般由锅炉厂设计。燃油系统（不含炉前燃油系统部分）主要设备包括油罐、供油泵、卸油泵、油水分离器、油加热器、油滤网等。

2. 系统功能

火力发电厂燃油系统为火力发电厂的配套系统，其主要功能是启动点火、稳燃或作为主燃料向锅炉提供燃料油。

二、对原始输入条件的基本要求

1. 油品参数

油品参数包括油的黏度、比重、比热、闪点、凝点发热量等数据。

2. 燃油系统主要接口参数

锅炉对油系统的需求包括锅炉耗油量之和及锅炉的系统回油量、雾化方式、炉前所需燃油的压力值等。

三、燃油的基本特性

燃油的分类及基本特性见本系列设计手册之《火力发电厂热机通用部分设计》中第三章“燃油及天然气”，本章节仅简要列出部分与锅炉燃油有关的部分特性。

在火力发电厂的设计中，涉及的燃油特性有：黏度、比重、比热容、闪点、燃点及自燃点、凝点、水分及机械杂质、硫分、发热量、灰分等。

1. 黏度

黏度是燃料油最重要的性能指标，是划分燃料油等级的主要依据，表征油品输送机械雾化的难易程度。它与燃料油额供给量、雾化性、燃烧性和润滑性均有密切的关系。我国燃料油行业标准用恩氏黏度（80℃、100℃）作为质量控制指标，用 80℃运动黏度来划分牌号。油品运动黏度是油品的动力黏度和密度的比值。

（1）动力黏度。动力黏度，也称动态黏度、绝对黏度或简单黏度，定义为应力与应变速率之比，其数值上等于面积为 $1m^2$ 相距 1m 的两层平板液体，以 1m/s 的速度做相对运动时，由于二者之间存在的流体互相作用所产生的内摩擦力。动力黏度一般以字母 η_t 表示，单位是 $N \cdot s/m^2$（或 Pa·s）。

（2）运动黏度。运动黏度的单位是 m^2/s。常常采用斯托克斯（S_t，简称斯）和厘斯（cS_t）作为运动黏度的单位，它们的换算关系见式（17-1）。

$$1m^2/s = 1\times10^4 S_t = 1\times10^6 cS_t \tag{17-1}$$

运动黏度是动力黏度 η_t 与同温度下液体密度 ρ_t 的比值，见式（17-2），一般以字母 ν_t 表示。

$$\nu_t = \eta_t / \rho_t \tag{17-2}$$

式中 ρ_t ——在温度 t 下燃油的密度，g/cm^3；

η_t ——在温度 t 下燃油的动力黏度，mPa·s（厘泊，用 cP 表示）；

ν_t ——在温度 t 下燃油的运动黏度，mm^2/s（厘斯，用 cS_t 表示）。

（3）条件黏度。条件黏度也称相对黏度，是指在一定温度下，在一定仪器中，使一定体积的油品流出，以其流出时间（s）或其流出时间与同体积水流出时间之比作为其黏度值。条件黏度一般分为恩氏黏度（°E）、赛氏黏度（SUS）、雷氏黏度（RIS）等多种。

上述几种黏度之间与运动黏度的近似换算公式为

$$1m^2/s = 0.132°E = 4.62SUS = 4.05RIS \tag{17-3}$$

2. 比重

液体油品的比重为其密度与规定温度下水的密度之比，无因次单位，常以 d 表示。我国以油品在 20℃时的单位体积重量与同体积的水在 4℃时的重量之比作为油品的标准比重，以 $d420$ 表示。物质的密度是该物质单位体积的质量，以符号ρ表示，单位为 kg/m^3。

3. 比热容

燃料油的比热容随温度及密度变化而变化。当温度变化范围在 20～100℃内时，燃料油的比热容值增加不多。

4. 闪点、燃点及自燃点

闪点是在大气压力下，燃料油的蒸气与空气混合物在标准条件下接触火焰，发生短促闪火现象时的油品最低温度，用于表征燃料油着火的难易程度。

闪点是油品安全性的指标。油品在特定的标准条件下加热至某一温度，其表面逸出的蒸气刚够与周围的空气形成一可燃性混合物，当以一标准测试火源与该混合物接触时即会引致瞬时的闪火，此时油品的温度即定义为其闪点。其特点是火焰一闪即灭，达到闪点温度的油品尚未能提供足够的可燃蒸气以维持持续的燃烧，仅当其再行受热而达到另一更高的温度时，一旦与火源相遇方构成持续燃烧，此时的温度称燃点或着火点（fire point 或 ignition point）。虽然如此，但闪点已足以表征一油品着火燃烧的危险程度，习惯上也正是根据闪点对危险品进行分级。闪点越低越危险，越高越安全。

闪点有两种测量方法，分别是开口杯法和闭口杯法。在开口仪器中测定的方法叫开口杯法，在闭口仪器中测定的方法叫闭口杯法。闭口闪点通常比开口闪点低 20～40℃，因为在开口仪器中挥发的一部分油蒸气逸入空气中而使闪点升高。根据闪点的高低，燃料油可分为四个等级，详见表 17-1。

表 17-1 油品分级表

油品等级	闪点（℃）	油品名称	油品组别
一级	28 以下	汽油、苯等	易燃油品
二级	28～45	原油、煤油等	
三级	45～120	轻柴油、重柴油、重油等	可燃油品
四级	120 以上	重柴油、重油、润滑油等	

注 轻柴油的闪点（闭口）不低于 50～55℃，重柴油的闪点（闭口）不低于 65℃。各种牌号的重油闪点（闭口）不低于 80～140℃。

与闪点一样，燃点和自燃点也是鉴别闪品的发火燃烧性能的重要指标。

在大气压力下，燃料油加热到所确定的标准条件时燃料油的蒸气和空气的混合物与火焰接触即着火燃烧，且燃烧时间不少于 5s，此时的最低温度称为燃点。一般油品的燃点比闪点略高，仅个别油品高得比较多。

自燃点是指油品缓慢氧化而开始自行着火燃烧的温度。自燃点的高低主要决定于燃料油的化学组成，并随压力而改变，压力越高，油质越重，自燃点就越低。例如汽油的自燃点（在空气中）为 510～530℃，而减压渣油的自燃点为 230～240℃。

5. 凝点

凝点是表征油品流动性的物料量。油品丧失流动状态时的温度，亦即油品在试管里倾斜 45°，经过 5～10s 尚不流动时的温度叫凝点。国外有用倾点来表示油品的流动性，将测得的凝点，加 2.5℃即为倾点的数值。

与黏度一样，凝点是一项很重要的技术指标，一般说来，温度在凝点以上的油品，可自流到泵的入口或由管内流出，所以凝点对卸油方式、重油加热系统以及燃油系统的拟定都有影响。但是，用标准方法测定的凝点和重油实际丧失流动性时的温度某些情况下不相符合，用标准方法测定例如裂化渣油的凝点，实际上该油品在此凝点时还能够流动。因此，在卸油系统和油品加热设计中，更多考量相应温度下的黏度和不同形式泵所适应的黏度范围。

6. 发热量

燃料油的低位发热量一般为 38000～42000kJ/kg。由于燃料油中的氢含量高，氧和灰分的含量小，因此燃料油的发热量较高。

四、油系统设计要求

（一）卸油系统设计要求

1. 运输方式推荐

燃煤电厂点火和启动助燃用油宜采用公路运输。配备燃油主锅炉的火电厂燃油可采用铁路、水路或管道运输。柴油发电机电厂燃油宜采用公路或铁路运输。

2. 卸油工艺流程

（1）铁路来油时：铁路油罐车→下卸软管或卸油鹤管→集油母管→过滤器→卸油泵→油罐。

（2）公路来油时：公路油罐车→卸油支管→集油母管→过滤器→卸油泵→油罐。

（3）水路来油时：运油船舶→船载卸油泵→软管及快速接头→过滤器→中转卸油泵（若需要）→油罐。

（4）管道来油时：外部输油管线→过滤器→中转卸油泵（若需要）→油罐。

3. 卸油时间

铁路来油时，净卸油时间对于 1 列火车油罐车宜为 2～3h。公路来油时，净卸油时间对于单台汽车油罐车宜为 0.5～1h。水路来油时，净卸油时间宜根据运油船舶的容量和同类泊位的营运条件综合考虑，也可按表 17-2 选取。

表17-2 油船净卸油时间

油船容量（t）	净卸油时间（h）
500	4～6
1000	6～8
2000	8～10
3000	9～11
5000	11～13
10000	12～15
20000	12～15
30000	15～18
50000	17～18
80000	22～25
100000	24～27
120000	24～27
150000	26～30
200000	30～35
250000	35～40
300000	35～40

4. 卸油系统设计原则

（1）油车、油船来油需蒸汽加热卸油时，加热后的燃油温度应维持在其凝固点以上至少 5～10℃，并低于油品闪点 10℃以上。具体设计温度应根据卸油泵的最大输送黏度要求、泵的结构允许温度和泵的允许吸入高度要求综合确定。

（2）卸油管道设计温度应高于管内介质最高工作温度，当配置伴热管道时，还应与热力计算确定的伴热时管壁的温度比较，取温度高者作为设计温度。

（3）对强制卸油管道，卸油泵进口侧管道宜按全真空设计，卸油泵出口侧管道设计压力按卸油泵最大扬程的 1.1 倍取值。当卸油泵出口设有安全阀时，管道的设计压力不低于安全阀的开启压力。对油船或油槽车上装有输油泵的中转卸油泵进出口管道，中转卸油泵进口侧管道应按油船或油槽车上输油泵最大扬程的 1.1 倍取值，中转卸油泵出口侧管道设计压力按泵最大扬程与进口侧压力之和的 1.1 倍取值。当卸油泵出口设有安全阀时，管道的设计压力不低于安全阀的开启压力。对管线输油的管道，其设计压力与上游管道设计参数相同。

（4）卸油泵入口管道上应设置过滤器，对于燃煤电厂，每台卸油泵入口宜设置 1 台过滤器，不设备用。对于燃油电厂，宜采用双联过滤器。过滤器的通流量不应小于卸油泵的出力，过滤精度应根据卸油泵的功能、形式和油泵制造厂的要求确定。

（5）油船卸油管道应在水陆域分界处设置紧急切断阀，该阀门应具有自动控制和现场手动操作功能。油船卸油管道在与装卸臂或软管连接的工艺管段上应串联装设两个关断阀；汽车或火车来油方式的卸油管道在与快速接头或鹤管连接的支管上装设一个关断阀；卸油泵出口装设止回阀和关断阀。

（6）卸油管道上宜装设燃油计量装置和油质分析取样管。卸油栈台上的重油卸油管道应设伴热管道。对于有伴热的卸油管道，在进入油罐前的管段上应设安全阀。卸油栈台、卸油码头、汽车卸油平台的设计应满足消防要求，照明灯应采用防爆型的。

（二）储油系统设计要求

（1）对于采用多种燃油油品的火力发电厂，其储油系统按燃油油品分开设置。

（2）燃煤发电厂以轻柴油作为点火及助燃燃料时，储油罐的容量及台数应符合下列规定：

1）单个轻柴油储油罐的容量不宜小于全厂月平均耗油量，对于运输距离较远或地处山区的机组，全厂储油罐的总储油量宜满足全厂最大一台锅炉在机组整套试运期间的总耗油量。

2）对新建煤粉锅炉，采用节油点火系统时，轻柴油储油罐容量宜符合下列规定：

a. 蒸发量为 670t/h 级及以下锅炉为 $2\times200m^3$。

b. 蒸发量为 1000t/h 级锅炉为 $2\times(200m^3\sim300m^3)$。

c. 蒸发量为 2000t/h 级锅炉为 $2\times(300m^3\sim500m^3)$。

d. 蒸发量为 3000t/h 级锅炉为 $2\times(500m^3\sim800m^3)$。

3）对新建煤粉锅炉，采用常规点火系统时，轻柴油储油罐容量宜符合下列规定：

a. 蒸发量为 480t/h 级锅炉为 $2\times500m^3$。

b. 蒸发量为 670t/h 级锅炉为 $2\times1000m^3$。

c. 蒸发量为 1000t/h 级锅炉为 $2\times(1000m^3\sim1500m^3)$。

d. 蒸发量为 2000t/h 级锅炉为 $2\times(1500m^3\sim2000m^3)$。

e. 蒸发量为 3000t/h 级锅炉为 $2\times2000m^3$。

4）对新建循环流化床锅炉，轻柴油储油罐容量宜符合下列规定：

a. 蒸发量为 670t/h 级及以下锅炉为 $2\times500m^3$。

b. 蒸发量为 1000t/h 级锅炉为 $2\times800m^3$。

c. 蒸发量为 2000t/h 级锅炉为 $2\times1000m^3$。

（3）燃煤发电厂以轻柴油作为点火燃料、以重油作为助燃燃料时，储油罐的容量及台数应符合下列规定：

1）轻柴油点火储油罐的容量不宜小于全厂最大一台锅炉基建期间的点火用油量；对于运输距离较远或地处山区的机组，全厂重油助燃储油罐的总储油量宜满足全厂最大一台锅炉在机组整套试运期间的总耗油量。

2）对新建煤粉锅炉，采用常规点火系统时，轻柴油及重油储油罐容量宜符合下列规定：

a. 蒸发量为 480t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times100m^3$，重油储油罐为 $2\times500m^3$ 或 $3\times200m^3$。

b. 蒸发量为 670t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times100m^3$，重油储油罐为 $2\times1000m^3$ 或 $3\times500m^3$。

c. 蒸发量为 1000t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times(100\sim200m^3)$，重油储油罐为 $2\times(1000\sim1500m^3)$ 或 $3\times1000m^3$。

d. 蒸发量为 2000t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times(200\sim300m^3)$，重油储油罐为 $2\times(1500\sim2000m^3)$ 或 $3\times(1000\sim1500m^3)$。

e. 蒸发量为 3000t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times(300\sim400m^3)$，重油储油罐为 $2\times2000m^3$ 或 $3\times1500m^3$。

（4）对新建循环流化床锅炉：轻柴油及重油储油罐容量宜符合下列规定：

1）蒸发量为 670t/h 级及以下锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times200m^3$，重油储油罐为 $2\times500m^3$ 或 $3\times300m^3$。

2）蒸发量为 1000t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times300m^3$，重油储油罐为 $2\times800m^3$ 或 $3\times500m^3$。

3）蒸发量为 2000t/h 级锅炉：轻柴油储油罐为 $1\times400m^3$，重油储油罐为 $2\times1000m^3$ 或 $3\times800m^3$。

（5）燃油发电厂、燃气轮机发电厂、非应急柴油机发电厂主燃料的总储油量应根据燃油消耗量、燃油价格、运输方式和供油周期等因素确定，并应符合下列规定：

1）对于船舶及火车运输方式，主燃料的燃油储量宜按不小于 15 天的全厂机组最大耗油总量计算，储油罐总容量应满足油船及火车一次卸空的要求。

2）对于汽车运输及油管道方式，主燃料的燃油储量宜按不小于 10 天的全厂机组最大耗油总量计算。

3）燃油发电厂、燃气轮机发电厂、非应急柴油机发电厂以重油或原油作为主燃料时，储油系统宜不少于 3 个储油罐。

4）燃气轮机发电厂、非应急柴油机发电厂以轻柴油作为主燃料时，轻柴油储油罐的数量宜不少于 2 个。

（6）燃油发电厂、燃气轮机发电厂、非应急柴油机发电厂以轻柴油作为点火燃料或停机冲洗燃料时，应符合下列规定：

1）燃油发电厂的全厂宜设置 2 个储油罐，总储油量不宜小于全厂最大一台锅炉基建期间的点火用油量。

2）燃气轮机发电厂的全厂宜设置 2 个储油罐，单个储油罐的容量宜不小于全厂月平均轻柴油消耗量。

3）非应急柴油机发电厂的全厂宜设置 1 个储油罐，储油罐的容量宜根据机组的运行特性确定。

（7）应急柴油发电机组宜选用轻柴油作为燃料，宜设置 1 个储油罐，其燃油储存总量按应急时间确定。当单台应急柴油发电机组自带日用油箱容量满足应急发电时间时，可不再设置储油罐。

（8）火力发电厂的储油罐应采用钢制储油罐，并宜选用地上储油罐。

（9）大型原油储油罐应采用浮顶式储油罐，并应根据使用条件选用外浮顶储油罐或内浮顶储油罐；容量不大于 $100m^3$ 时应选用卧式储油罐。

（10）轻柴油及重油储油罐宜采用固定顶储油罐，容量不大于 $100m^3$ 时可选用卧式储油罐。

（三）供、回油系统设计要求

（1）火电厂燃用两种及以上燃油油品时，其供、回油系统按油品分开设置。供油泵形式根据油品特性和供油参数要求选用离心泵或螺杆泵。

（2）燃煤电厂供、回油系统设计应符合下列要求：

宜采用直接从油罐区储油罐向锅炉供油的系统。当油罐区距主厂房 1km 以上时，可在主厂房附近设置日用油罐；对于由电厂附近其他企业油罐区集中供油的，电厂可不设储油罐，只设日用油罐。日用油罐宜全厂设置 1 台，其容量不应小于全厂 1 台最大出力的锅炉所有油枪投入 8h 的耗油量，可按下列规定选择：

1）670t/h 级及以下锅炉容量为 $100m^3$。

2）1000t/h 级锅炉容量为 $200m^3$。

3）2000t/h 级锅炉容量为 $300m^3$。

4）3000t/h 级锅炉容量为 $500m^3$。

5）当锅炉采用节油点火装置后，日用油罐的容量可在上述规定的基础上相应减小。

当燃油系统设有储油罐和日用油罐时，应在储油罐和日用油罐之间设置输油泵。输油泵的数量宜为 2 台，总出力不应小于全厂供油系统的设计出力。

当燃油系统不需长期保持油循环热备用时，可设 3 台供油泵，单台泵的容量为 50%。当燃油系统需长期保持油循环热备用时，宜设 3 台供油泵，其中 2 台泵的容量宜为 100%，另设 1 台 30%容量的循环油泵；或设 3 台供油泵，单台泵的容量为 50%，其中 1 台采用变频调速。在设有节油点火装置的机组中，可采用 3 台供油泵，单台泵的容量为 35%。当全厂锅炉总台

数多于 4 台时，也可适当增加供油泵的数量；当采用螺杆泵时，可增设一台检修备用泵。

（3）燃油电厂供、回油系统设计应符合下列要求：

燃油发电厂每台锅炉宜采用单元制供、回油系统。宜采用直接从油罐区储油罐向锅炉供油的系统。当储油罐距主厂房 1km 以上或机组台数较多时，可在主厂房附近设置日用油罐。作为主燃料的日用油罐宜每台锅炉设置 2 个。每个油罐的容量不宜小于所连接的锅炉最大连续蒸发量工况时 1 天所需耗油量。当燃油系统设有储油罐和日用油罐时，应在储油罐和日用油罐之间设置输油泵。输油泵数量宜不少于 2 台，当最大 1 台泵停用时，其余泵的总流量不应小于全厂锅炉满负荷时的总耗油量。储油罐出油管道、日用油罐进出口油管道宜采用母管制。储油罐直接供油至锅炉的燃油系统及日用油罐出口母管到锅炉的燃油系统设计应符合下列规定：

1）到每台锅炉的过滤、泵送、加热系统支路宜采用单元制系统。

2）从储油罐或日用油罐出口母管到每台锅炉的支路容量不应小于对应机组的燃油系统满负荷时的总耗油量，每个支路的燃油过滤器、供油泵和燃油加热器均应至少有 1 台备用。当供油泵采用螺杆泵时，可增设一台检修备用泵。

（4）燃油加热器和冷却器的设置应符合下列要求：

燃油加热器的出口设计油温应根据锅炉油燃烧器所要求黏度对应的燃油温度确定。燃油加热器的数量宜为 2 台，其中 1 台备用，加热介质宜为蒸汽；当全厂缺少可靠的启动汽源时，可另设置 1 台电加热器作为启动加热器，启动电加热器的容量不应小于单台最大容量锅炉 30%BMCR 负荷下的耗油量。燃油加热器加热面积裕量不宜小于 10%。当油罐有高温回油接入时，应对油罐的温升进行校核计算，如不满足油罐储存油温的要求，应设置燃油冷却器。燃油冷却器宜设置在靠近油罐的回油管道上，每根回油管道上宜设置 1 台，燃油冷却器宜有 10%的冷却面积裕量。

（5）燃煤锅炉发电厂的供、回油系统管道连接设计应符合下列要求：

1）当设有日用油罐时，储油罐的出口、输油泵的进出口宜采用单母管，储油罐出油母管至输油泵进口母管、输油泵出口母管至日用油罐之间宜采用单管连接（见图 17-1）。

2）当不设有日用油罐时，供油泵的进出口、多台机组的炉前供、回油管道宜采用单母管，油泵房至锅炉房的供油、锅炉房至油罐区的回油宜采用单管连接（见图 17-2）。

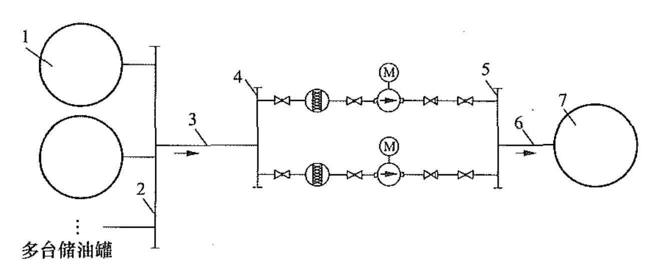


图 17-1　燃煤锅炉发电厂输油管道连接示意图

1—储油罐；2—储油罐出油母管；3—输油管道；4—输油泵进口母管；5—输油泵出口母管；6—输油管道；7—日用油罐

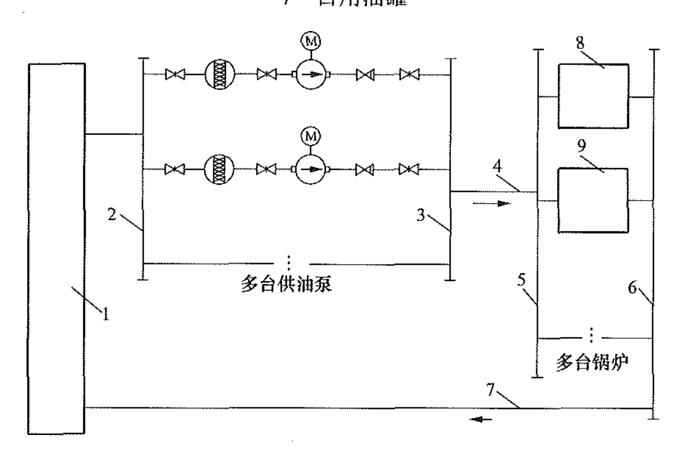


图 17-2　燃煤锅炉发电厂油罐区、油泵房和锅炉房之间的管道连接示意图

1—油罐区；2—供油泵进口母管；3—供油泵出口母管；4—供油管道；5—炉前供油母管；6—炉前回油管道；7—回油管道；8—1 号锅炉；9—2 号锅炉

（6）燃油锅炉发电厂的供、回油系统管道连接设计应符合下列要求：

1）储油罐与日用油罐之间的输油系统管道连接，可采用以下几种方式：

a. 当全厂锅炉台数不大于 2 台时，储油罐至日用油罐宜采用单管连接，储油罐出油母管和日用油罐进油母管宜采用单母管（见图 17-3）。

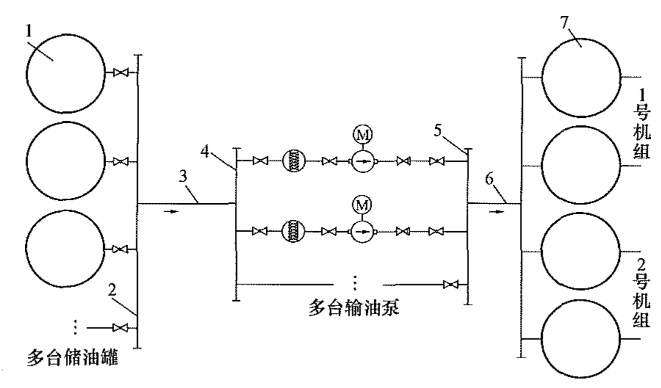


图 17-3　燃油锅炉发电厂储油罐与日用油罐之间的燃油系统管道连接示意图

1—储油罐；2—储油罐出油母管；3、6—输油管道；4—输油泵进口母管；5—输油泵出口母管；7—日用油罐

b. 当全厂锅炉台数大于 2 台时，或当全厂的储油罐分为 1 组以上时，储油罐区至日用油罐区的输油管道宜不少于 2 根，储油罐出口宜采用单母管。全厂的日用油罐进口宜采用双母管（见图 17-4）。

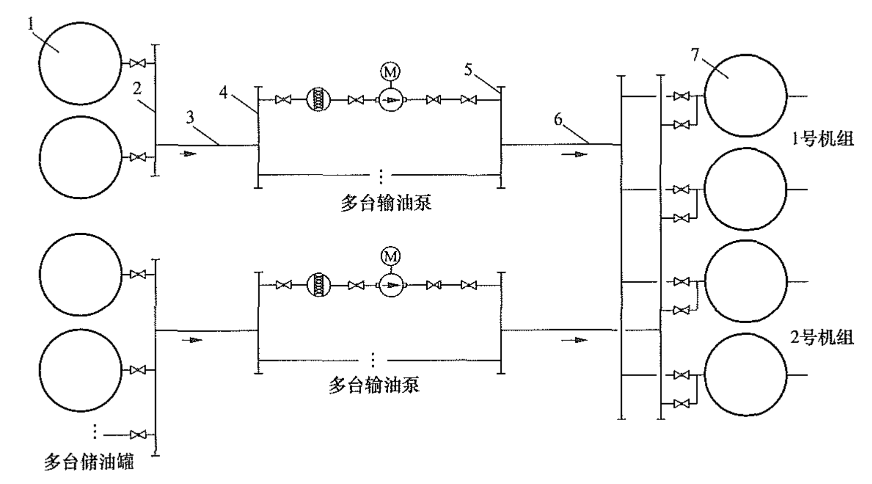


图 17-4　燃油锅炉发电厂储油罐与日用油罐之间的燃油系统管道连接示意图

1—储油罐；2—储油罐出油母管；3、6—输油管道；4—输油泵进口母管；5—输油泵出口母管；7—日用油罐

2）日用油罐至锅炉的供油管道设计，应符合下列要求：

a. 当供油泵出口不设燃油加热器时，供油泵的出口宜采用单母管。

b. 当供油泵出口设燃油加热器时，宜采用集中加热回路，每台机组的供油泵进出口、加热器出口宜分别采用母管连接（见图 17-5）。

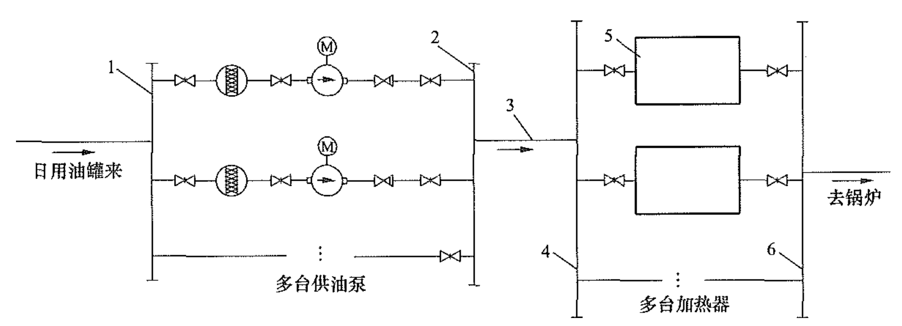


图 17-5　燃油锅炉发电厂燃油集中加热回路

1—供油泵进口母管；2—供油泵出口母管；3—供油管道；4—加热器进口母管；5—加热器；6—加热器出口母管

3）由储油罐直接向锅炉供油时，储油罐至供油泵的输油管道不宜少于 2 根。

4）锅炉的回油管道宜采用单根管道，并符合下列规定：

a. 当设有日用油罐时，锅炉回油应回到锅炉对应的日用油罐；当设有两个以上日用油罐时，应能回到每个日用油罐。

b. 当没有日用油罐时，回油应能回到至少 2 个储油罐。

c. 当点火油品与主燃料油品不同时，各类油品回油应接至对应的点火油罐、日用油罐或储油罐。

（7）燃油系统的过滤器应按以下要求配置：

1）油泵的进口管道上应设置过滤器。

2）对于燃煤电厂，过滤器宜每台油泵入口设置 1 台，不设备用。

3）对于燃油电厂，宜采用双联过滤器。

4）过滤器宜采用篮式过滤器，过滤器的过滤精度应根据油泵的功能、型式和油泵制造厂的要求确定。当炉前不另设过滤器时，供油泵进口过滤器的过滤精度还应满足锅炉油燃烧器雾化喷嘴的要求。过滤器的通流量不应小于油泵的出力。

（8）供、回油管道设计温度应高于管内介质最高工作温度。当配置伴热管道时，还应与热力计算确定的伴热时管壁的温度比较，取温度高者作为设计温度。

（9）油泵的出口管道宜设置止回阀，止回阀应安装在油泵出口管道的第一个关断阀门与油泵出口法兰之间的管道上。螺杆泵或齿轮泵等容积式泵的出口，应设安全阀。安全阀设定的开启压力不应大于设备的设计压力；安全阀的泄压管接至回油管道。每台锅炉的供油母管上，应装设燃油快速切断阀。在快速切断阀前，应设置手动切断阀。当同期建设多台机组时，各台锅炉的炉前供、回油母管间应设置隔断阀门，并在隔断门前用带阀门的管道将供、回油管道连

接起来。

（10）在供油泵出口的母管上，应设置从泵出口至回油管路的再循环调节回路，并应满足以下要求：

1）当供油泵采用离心泵时，再循环调节回路的管径应使其流通面积不小于主路管道流通面积的30%。

2）当供油泵采用螺杆泵等容积泵时，再循环调节回路的管径应与主路管道相同。

3）再循环管路上的调节阀宜选用自力式调节阀，也可选用电动调节阀。

（11）供油母管和回油母管上应装设油量计量装置。

（12）燃油管道介质流速应根据油品的黏度、管系的阻力要求及管道的温降等因素确定。燃油管道的介质流速可按表17-3选取。

表17-3　推荐的燃油管道介质流速表

运动黏度（mm^2/s）	泵入口管流速（m/s）		泵出口管流速（m/s）	
	范围	推荐值	范围	推荐值
1.0～11.5	0.5～2.0	1.5	1.0～3.0	2.5
11.5～27.7	0.5～1.8	1.3	0.8～2.5	2.0
27.7～72.5	0.5～1.5	1.2	0.5～2.0	1.5
72.5～145.9	0.5～1.2	1.1	0.5～1.5	1.2
145.9～438.5	0.5～1.0	1.0	0.5～1.2	1.1
438.5～877.0	0.5～0.8	0.8	0.5～1.0	1.0

（四）燃油系统的加热蒸汽系统设计要求

（1）燃油系统应根据燃油特性、环境温度、燃油使用设备的要求设计加热蒸汽系统。加热蒸汽系统的设置应符合下列规定：

1）对黏度大、凝固点高于冬季最低日平均环境温度的燃油，其卸油、储油、含油污水收集和处理装置应设有加热蒸汽系统。

2）当油罐内或管道来燃油的黏度不能满足燃油使用设备要求时，应在供油管道上设置燃油蒸汽加热器。

3）当燃油系统需采用蒸汽伴热和吹扫时，其伴热和吹扫蒸汽应由加热蒸汽系统提供。

（2）燃油加热蒸汽系统的蒸汽参数应根据所需的燃油参数和燃油系统运行要求确定。当主要的、经常性的用汽点的蒸汽参数差别较大时，可设置高、低压两级加热蒸汽系统。

（3）燃油加热蒸汽温度应低于油品的自燃点，且不应超过250℃，并应保证燃油不发生碳化变质。

（4）燃油加热蒸汽的汽源及供汽能力应满足全厂燃油加热蒸汽参数及系统正常运行时最大蒸汽消耗量的要求。

（5）燃油加热蒸汽系统的拟定应根据加热蒸汽的运行工况、加热蒸汽疏水的排放和复用条件进行确定，并应符合下列规定：

1）当燃油加热蒸汽使用频率较低或加热蒸汽疏水具备排放条件时，燃油加热蒸汽及其疏水系统宜按开式系统进行设计。

2）当燃油加热蒸汽需要连续运行或加热蒸汽疏水没有排放条件时，燃油加热蒸汽及其疏水系统宜按闭式循环系统进行设计。

3）开式系统的燃油加热蒸汽宜从全厂辅助蒸汽系统或辅助蒸汽发生器，或辅助锅炉引接。

4）辅助蒸汽发生器的加热热源宜采用全厂辅助蒸汽，且热源蒸汽压力应高于所产生的燃油加热蒸汽的压力。

（6）燃油加热蒸汽及其疏水系统的工艺流程可分为开式系统及闭式循环系统，可按以下方式拟订：

1）开式系统可采用图17-6工艺流程。

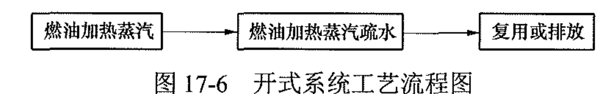


图17-6　开式系统工艺流程图

2）设置辅助锅炉的闭式循环系统可采用图17-7工艺流程。

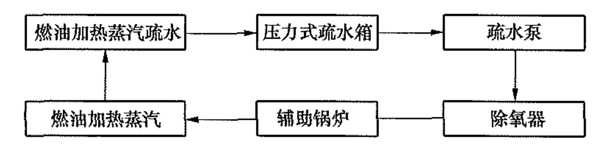


图17-7　设置辅助锅炉的闭式循环系统工艺流程图

3）设置辅助蒸汽发生器的闭式循环系统可采用图17-8工艺流程。

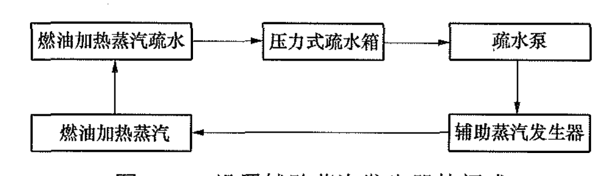


图17-8　设置辅助蒸汽发生器的闭式循环系统工艺流程图

（7）闭式循环系统的辅助蒸汽发生器应设置备用，当其中1台辅助蒸汽发生器停用时，其余辅助蒸汽发生器的容量应满足最大连续疏水量的加热要求。

（8）闭式循环系统的疏水泵应设置备用，当其中1台停用时，其余疏水泵的容量应满足最大连续疏水量的要求。

（9）闭式循环系统的加热蒸汽疏水管道和压力式

疏水箱上应设置在线油分检测仪。

（10）设有加热蒸汽的卸油、储油及供油设施可通过在蒸汽管道上设置调节阀对燃油加热温度进行控制。

（五）燃油管道和设备的伴热设计要求

（1）下列燃油管道和设备应设置伴热：

1）燃油的凝固点等于或高于电厂历年最冷月平均气温的管道和设备。

2）需从外部补偿管道内燃油的热损失，以维持被输送燃油温度的管道和设备。

3）在切换操作或停运期间，管道内和设备内燃油由于热损失造成温度下降，燃油不能放净、吹扫而可能凝固的管道和设备。

（2）伴热系统应按补充燃油在管道或设备内的热损失以维持所需的操作温度进行设计。

（3）燃油管道的伴热方式应按照下列原则确定：

1）宜选用外伴管伴热，伴管介质一般采用蒸汽，条件适宜时也可采用热水作为伴热介质。

2）在下列情况时可选用电伴热方式：

a. 需要对管道内燃油温度进行精确控制，防止管道温度过热。

b. 蒸汽伴热不能满足燃油管道所需维持的温度要求。

c. 需要对不规则外形的设备进行伴热。

d. 厂内无伴热蒸汽。

（4）当采用外伴管蒸汽伴热时，被伴管的保温宜选用硬质或半硬质保温材料制品及圆形保温结构（见图 17-9 ）。

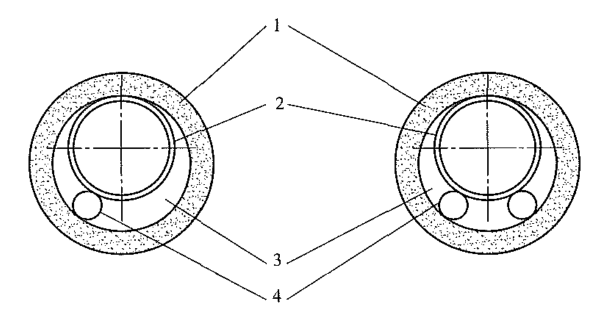


图 17-9　硬质或半硬质保温材料及圆形保温结构

1—保温层；2—被伴管；3—加热空间；4—伴管

（5）被伴管宜靠近加热蒸汽汽源布置。当被伴管的管线过长或其附近无蒸汽汽源时，应与被伴管平行敷设蒸汽母管。

（6）当伴管长度超过其最大允许有效伴热长度时，伴管应分段设置，每段伴管的始端均应从蒸汽汽源引入新蒸汽，末端接疏水。伴管最大允许有效伴热长度应按下列原则确定：

1）当伴热蒸汽的疏水需回收时，伴管沿被伴管的有效伴热长度可按表 17-4 选用。

表 17-4　伴管最大允许有效伴热长度

伴管公称直径（mm）	蒸汽压力（MPa）	
	$0.3 \leqslant p \leqslant 0.6$	$0.6 < p \leqslant 1.0$
	最大允许有效伴热长度（m）	
DN15	50	60
DN20	60	70
DN25	70	80

2）当伴热蒸汽的疏水不回收时，表 17-3 中最大允许有效伴热长度可延长 20%。

3）当伴管在最大允许伴热长度内出现U形弯时，累计上升高度不宜大于表 17-5 中规定的数值。

表 17-5　蒸汽伴管允许 U 形弯累计上升高度

蒸汽压力（MPa）	累计上升高度（m）
$0.3 \leqslant p \leqslant 0.6$	4
$0.6 < p \leqslant 1.0$	6

（7）伴热蒸汽的疏水可分区域设置疏水扩容器进行收集后复用；使用频率较低或水量较少的疏水，也可接入含油污水收集坑或经冷却后就近接入排水管线。

（8）每根伴管的始端和终端均应装设关断阀，每根伴管宜单独设疏水装置（见图 17-10）。当数根伴管在长度、管径、蒸汽参数基本一致以及疏水位置在同一地方时，可共用一个疏水装置。

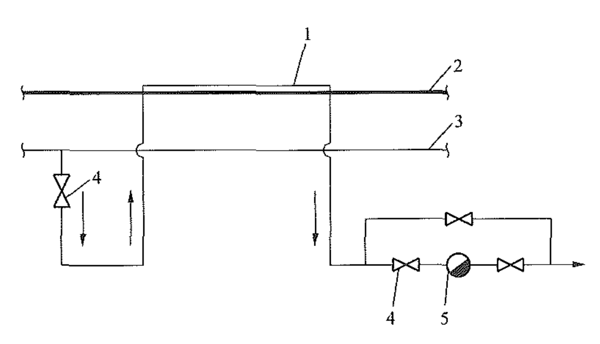


图 17-10　伴管的典型系统图

1—伴管；2—被伴管；3—蒸汽汽源管；4—关断阀；5—疏水器

（9）伴热蒸汽应从蒸汽母管顶部引出，并在靠近引出处设关断阀，关断阀宜布置在水平管道上。

（10）伴管的敷设应符合下列规定：

1）被伴管为水平敷设时，伴管应安装在被伴管下方的左、右一侧或左右两侧（见图 17-11）；垂直敷设时，伴管等于或多于两根时宜围绕被伴管均匀敷设（见图 17-12）。

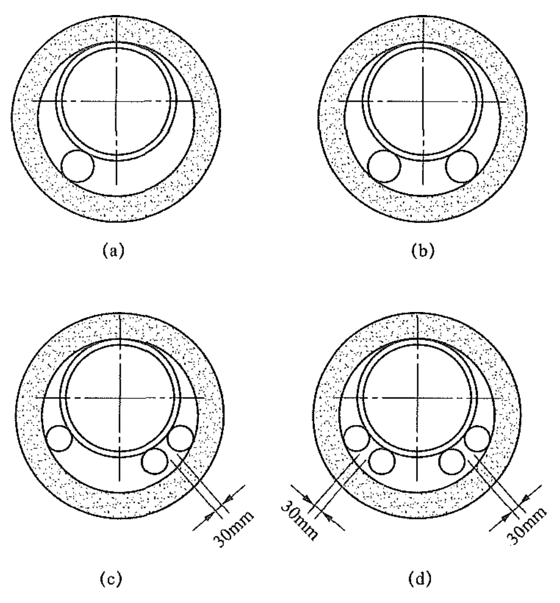


图 17-11　被伴管水平敷设
（a）单根伴管；（b）双根伴管；（c）三根伴管；（d）四根伴管

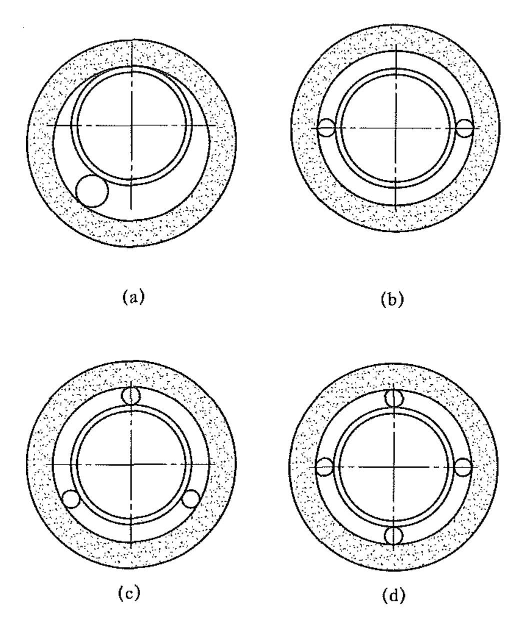


图 17-12　被伴管垂直敷设
（a）单根伴管；（b）双根伴管；（c）三根伴管；（d）四根伴管

2）伴管经过阀门或管件时，伴管应沿其外形敷设，且宜避免 U 形弯。

3）被伴管上的取样阀、排空阀、放空阀和扫线阀等应伴热。

4）伴管宜采用焊接连接方式，在经过被伴管的阀门、法兰等处可采用法兰或活接头连接。

（11）伴管的结构形式应符合下列规定：

1）当被伴管与伴管不产生接触腐蚀时，伴管与被伴管可直接接触，并采用金属扎带或镀锌铁丝捆绑固定（见图 17-13）。

2）当被伴管与伴管会产生接触腐蚀时，应加设 50mm×25mm×10mm 的隔离块，并采用金属扎带或镀锌铁丝捆绑固定（见图 17-14）。

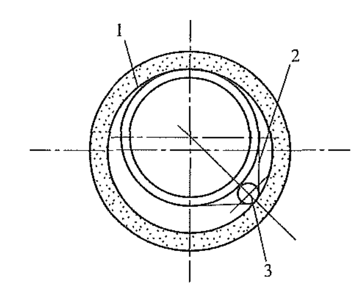


图 17-13　伴管结构
1—被伴管；2—扎带或镀锌铁丝；3—伴管

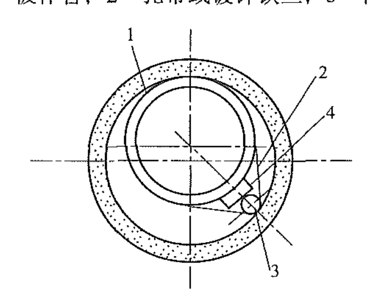


图 17-14　带隔离块的伴管结构
1—被伴管；2—扎带或镀锌铁丝；3—伴管；4—隔离块

（12）伴管的支撑应符合下列要求：

1）伴管宜用金属扎带或镀锌铁丝捆绑，捆绑间距为 1.0～1.5m。

2）伴管不得直接焊在被伴管上。

（13）伴管应利用自身柔性补偿管道热膨胀，当自补偿不能满足要求时需设置补偿器。

（14）燃油管道采用电伴热方式时，可选用恒功率电伴热带或自限温电伴热带。

（15）电伴热带工作的最高承受温度应高于被伴管或设备内介质可能出现的最高运行温度。

（16）电伴热带的结构特征应根据燃油管道或设备所处区域的爆炸危险性分类、管道或设备材质和电伴热带的耐化学特性确定。

（17）电伴热带的选型应根据被伴管的工艺条件、环境温度、工作电压、被伴管需补偿的热量、被伴管需维持的温度、电伴热带最高承受温度和电伴热带的结构特征确定。

（18）燃油系统管系所需电伴热带的总长度应通过分别计算管道、设备、阀门、法兰、管件及支架所需的长度并累加进行确定。

（19）当电伴热带最大使用长度不能满足计算出的电伴热带总长度时，应分段设置电伴热带。

（20）电伴热带可采用平行敷设（见图 17-15）或缠绕敷设（见图 17-16）方式，并应与被伴管或设备贴紧安装，同时采用扎带进行固定，扎带材料应根据管道的温度选用。

（21）电伴热带的安装、调试和运行应满足 GB 50254《电气装置安装工程　低压电器施工及验收规范》和 GB 50257《电气装置安装工程　爆炸和火灾危

险环境电气装置施工及验收规范》的相关要求。

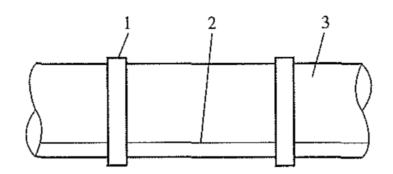


图 17-15 平行敷设方式

1—扎带；2—电伴热带；3—被伴管

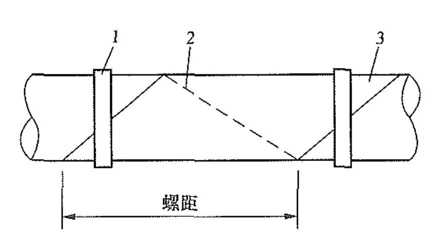


图 17-16 缠绕敷设方式

1—扎带；2—电伴热带；3—被伴管

（六）含油污水收集及处理系统设计要求

（1）含油污水宜设置独立的收集及处理装置，不应与火电厂的其他废水混合处理。

（2）含油污水收集及处理装置宜布置在油罐区、油泵房等用油设施区域附近，采用集中处理方式。当含油污水来源间距较远时，也可采用分散处理的方式。

（3）当火电厂内需处理多种燃料油的含油污水且不同油品混合会影响再利用时，应分别设置含油污水收集及处理装置。

（4）含油污水收集及处理系统的设计方案应在收集工程建设条件、含油污水来源、处理水量、水质、含油污水中的油品种类及排放标准等资料后进行确定。

（5）以下含油污水应接入含油污水收集及处理系统中进行处理：燃油储罐脱水、含燃油场所的冲洗水和排水、含燃油场所的初期雨水、使用频率较低或事故工况时的加热蒸汽疏水等。

（6）新建发电厂的含油污水的进水含油量一般为500～2000mg/L，具体设计时其进水含油量可参照类似发电厂的运行数据确定。扩建、改建发电厂宜根据现有燃油系统运行数据确定。

（7）含油污水收集及处理系统处理后的排水的含油浓度应根据火电厂所在地环保排放标准的要求确定。

（8）含油污水处理系统处理后所收集的燃油应脱水处理后回收，其含水率不宜大于 1%。

（9）含油污水处理工艺应根据污水中含油种类及成分确定，对于分散油、乳化油含量较高的污水宜设有气浮工艺。系统主体工艺可按以下要求设计：

1）对于含有轻油的污水：含油污水→调节池→隔油池→聚结油水分离器→过滤器→回收利用或排放。

2）对于含有重油、原油以及含有分散油和乳化油较高的污水：含油污水→调节池→隔油池→聚结油水分离器（可选择采用）→气浮装置→过滤器→回收利用或排放。

3）当污水中的含油浓度超过含油污水处理系统的处理上限值时，在调节池前端还应设置缓冲罐，在罐内依靠重力对油、水进行初次分离。

4）当采用上述工艺处理后，其他污染物指标仍不符合污水环保排放标准，需经化学处理时，可送至全厂废水集中处理车间进一步处理。

（10）含油污水处理设施宜设置调节池，调节池可与隔油池合并设计，其容积应根据逐次进水量、进水时间间隔、处理水量综合确定。

（11）含油污水处理系统的隔油池可采用平流式隔油池或斜板式隔油池。

（12）聚结油水分离器的聚结材料应耐腐蚀、疏水亲油。油水分离器内应设置反冲洗设施，反冲洗强度应根据填料种类确定。

（13）气浮处理工艺宜采用溶气气浮，也可组合采用散气气浮和溶气气浮。气浮池前应设置药剂混合和絮凝设施。

（14）过滤设施的滤料应具有足够的机械强度和抗腐蚀性。过滤设施不宜少于 2 台。

（15）含油污水收集与处理系统应设置油泥、浮渣的收集装置，该装置宜靠近调节池、隔油、气浮处理设施等布置。

（16）含油污水收集与处理装置的出口应设置在线油分检测仪。

五、防爆设计

燃油系统防爆防雷要求详见第二十五章第五节的相关内容。

六、系统运行说明

（一）系统运行方式

燃油系统可纳入公用 DCS 监控，控制机柜布置在泵房电子设备间内，就地应有必要的操作手段。

在进油母管上设置有手动截止阀、压力开关、气动调节阀、快速启闭阀、过滤器、流量测量元件和压力表装置。

手动截止阀运行过程中始终是常开的。必要时关闭手动截止阀使系统与外部隔绝。

气动调节阀按锅炉在点火、暖炉等不同工况下对油喷嘴不同出力的要求来调节油系统压力。此调节阀是由机组协调控制系统来控制的；快速启闭阀根据炉膛安全监控系统的要求快速启停来控制燃料油的供给；流量测量元件是计量油喷嘴燃油量的；压力开关是用来保证油喷嘴正常工作的，按油喷嘴正常工作所需要的最低压力值进行整定。系统压力低于此压力，

该压力开关给出控制信号报警，用提高系统压力来保证油喷嘴的雾化质量。压力表装置包括压力表开关、隔离容器，压力表是用来指示油压的。

在回油管上设置有气动快关阀、节流阀和手动截止阀，节流阀用于保证供油管路油量，同样快速启闭阀用来根据炉膛安全监控系统的要求快速启停。

供油母管可有蓄能装置，用于平衡母管压力。

在每只油燃烧器前设置有单只油燃烧器操纵台，对油、蒸汽或压缩空气分别进行控制以保证油燃烧器的正常工作程序。在总操纵台处于正常运行状态的情况下，即可向每只油燃烧器提供正常状态的油、蒸汽或压缩空气时，每只油燃烧器才可以进行工作。在油枪前的进油管上设有手动截止阀、快速启闭阀和指示油枪前压力的压力表装置。在油枪前的蒸汽或空气管路上设置有手动截止阀、止回阀、快速启闭阀。蒸汽或压缩空气管路上止回阀的作用是防止油进入蒸汽或压缩空气管路中去。在锅炉正常运行时油枪处于备用状态，油枪手动阀开启、快速启闭阀关闭。在锅炉点火完成后，关闭油管路快速启闭阀，开通蒸汽或压缩空气管路快速启闭阀对油枪进行吹扫。在油枪的伸缩机构上配置有电磁阀，用来控制油枪及高能点火器的伸缩。

（二）系统监视和控制

燃油系统是为锅炉提供启动点火和暖炉以及正常运行工况稳燃用油。燃油系统主要由 FSSS 系统控制（除燃油流量调节外），燃油系统包括炉前供油系统和炉前油点火系统。

炉前供油系统包括供油、回油母管，蒸汽或压缩空气母管；炉前油点火系统包括燃烧器（油枪；油阀）和点火器。

点火暖炉油检测控制是炉膛安全监视系统的一部分，控制系统的设计要保证锅炉在点火期间的正常安全运行。点火前要按 FSSS 逻辑完成油循环、炉膛吹扫、油管路的泄漏试验。

1. 锅炉炉膛吹扫

（1）锅炉炉膛吹扫许可条件（需同时满足）：任一台引风机运行，且出口挡板开；任一台送风机运行，且出口挡板开；炉前燃油进油快关门关闭；所有油枪进油电磁阀关闭；所有磨煤机停；所有给煤机停；所有电除尘器跳闸；炉膛无火焰；各辅助风挡板、燃料风挡板投自动；各辅助风挡板、燃料风挡板关闭；FSSS 系统所有模块正常；锅炉无跳闸指令；锅炉总风量大于 30%且小于 40%；MFT 已跳闸；无燃油泄漏试验故障信号；所有磨煤机热风门关；所有磨煤机冷风门关；扫描风与炉膛差压正常；任一台预热器运行，且出口挡板开；两台一次风机停；热工 I/O 模块无报警；所有公共系统卡件无故障；所有系统电源正常。

（2）锅炉炉膛吹扫自动执行过程。锅炉点火前和 MFT 发生后，必须进行为时 5min 的炉膛吹扫。在锅炉炉膛吹扫许可条件满足，MFT 信号存在条件下，如手动按炉膛吹扫按钮，则开始执行自动吹扫。先进行燃油泄漏试验，试验成功后，锅炉进行吹扫 5min，吹扫完成后，MFT 按钮需手动复置。吹扫中，任一吹扫条件不满足，锅炉吹扫失败。需运行人员处理后重新吹扫，直到吹扫 5min 完成。

2. 燃油泄漏试验

（1）燃油泄漏试验许可条件：锅炉吹扫许可条件满足；炉前燃油回油再循环门关；燃油进油调节门投自动，供油压力正常；炉前进油电磁快关门关；油枪进油（电磁）门关，油枪进油关断门开。

（2）泄漏试验自动执行的过程。开炉前进油电磁快关门及回油再循环门，系统进油，调节阀全开；30s 后关回油再循环门。快关门前后压差为零，压力达到设定值，关闭快关门；维持压力 180s，若不能维持压力，试验失败；能维持压力，试验成功。开回油再循环门，10s 后自动关闭。试验结束。

第二节　常见系统设计方案

一、轻油系统

常见的轻油系统如图 17-17 所示。

轻油卸油系统：汽车来油场地一般可同时停两辆汽车，每个车位处均设置了卸油管道及软管。在卸油系统中装设滤油器。汽车靠位后用油充满卸油母管，经过滤油器，再由卸油泵把油送至轻油罐。

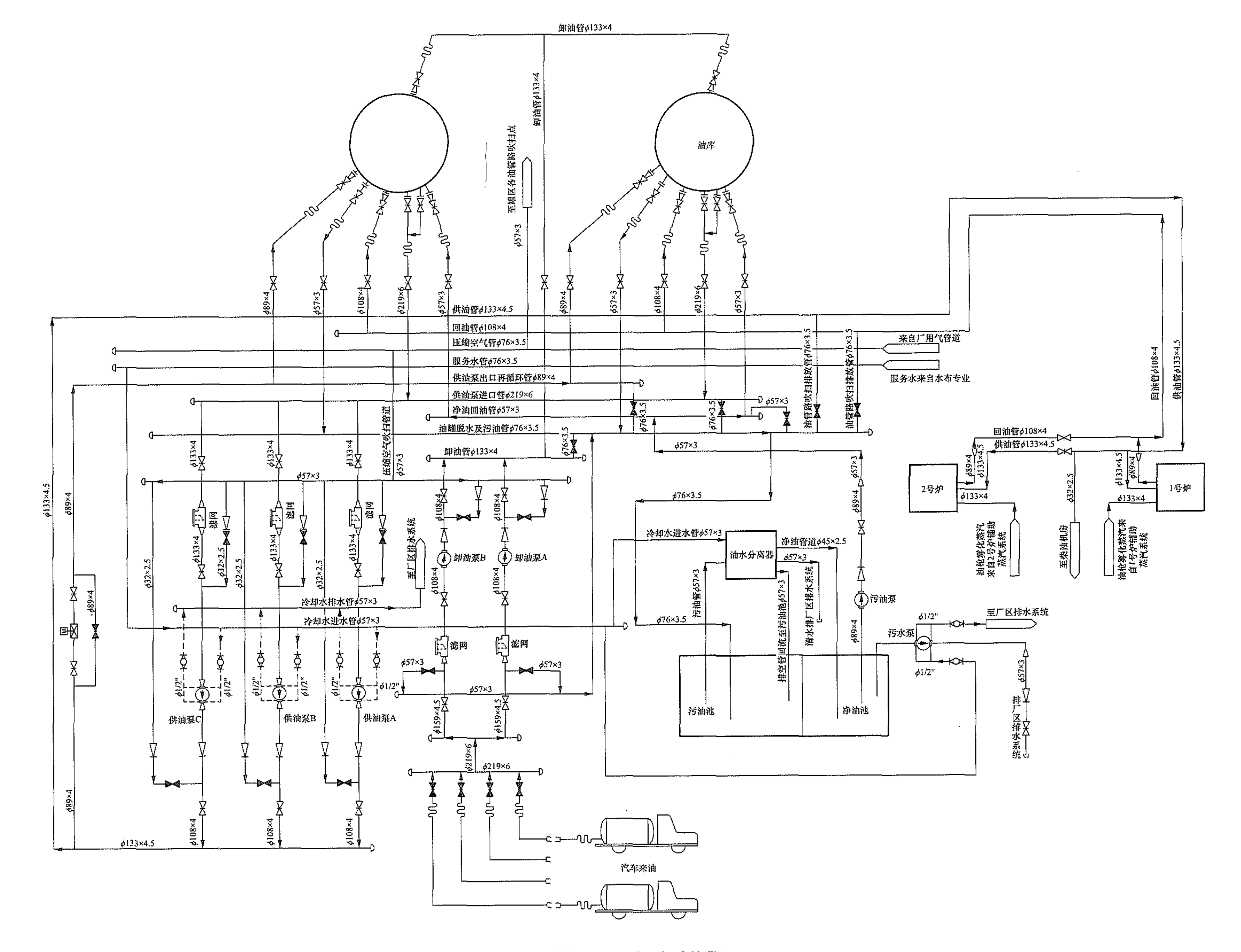
轻油供回油系统：轻油供油泵型式一般为多级离心式电动供油泵。供油泵一般安装 3 台，2 台运行 1 台备用。泵前设细滤油器，保证了供油的洁净和供油泵的安全。供油泵出口设有再循环管道可满足油泵房试运及系统正常运行时的再循环要求。轻油热备用状态下，燃油经过炉前后经回油管道回到油罐。炉前燃油系统部分一般由锅炉厂设计并配套。

二、重油系统

常见的重油系统如图 17-18、图 17-19 所示。

重油储油系统：燃油储存区油罐一般安装 2 台钢质拱顶油罐。罐区四周设置围堤，管内设有加热器保证重油的流动性。进、出罐区的管道为跨越方式布线。含油污水排至污油池经分离后将重油打回油罐。

重油供回油系统：重油供油泵形式一般为螺杆泵。泵前设细滤油器，泵后设重油加热器，将重油加热到锅炉厂需要的温度。供油泵出口设有再循环管道，可满足油泵房试运及系统正常运行时的再循环要求。炉前燃油系统部分一般由锅炉厂设计并配套。



卸油管ϕ133×4
油库
至罐区各油管路吹扫点
卸油管ϕ133×4
供油管ϕ133×4.5
回油管ϕ108×4
压缩空气管ϕ76×3.5
服务水管ϕ76×3.5
供油泵出口再循环管ϕ89×4
供油泵进口管ϕ219×6
净油回油管ϕ57×3
油罐脱水及污油管ϕ76×3.5
来自厂用气管道
服务水来自水布专业
油管路吹扫排放管ϕ76×3.5
回油管ϕ108×4
供油管ϕ133×4.5
2号炉
1号炉
至柴油机房
压缩空气吹扫管道
至厂区排水系统
卸油泵B
卸油泵A
滤网
冷却水排水管ϕ57×3
冷却水进水管ϕ57×3
供油泵C
供油泵B
供油泵A
油水分离器
净油管道ϕ45×2.5
污油管ϕ57×3
排空管回流至污油池ϕ57×3
清水排厂区排水系统
污油泵
污水泵
至厂区排水系统
污油池
净油池
汽车来油

图 17-17　轻油系统图

图 17-18　重油罐区系统图

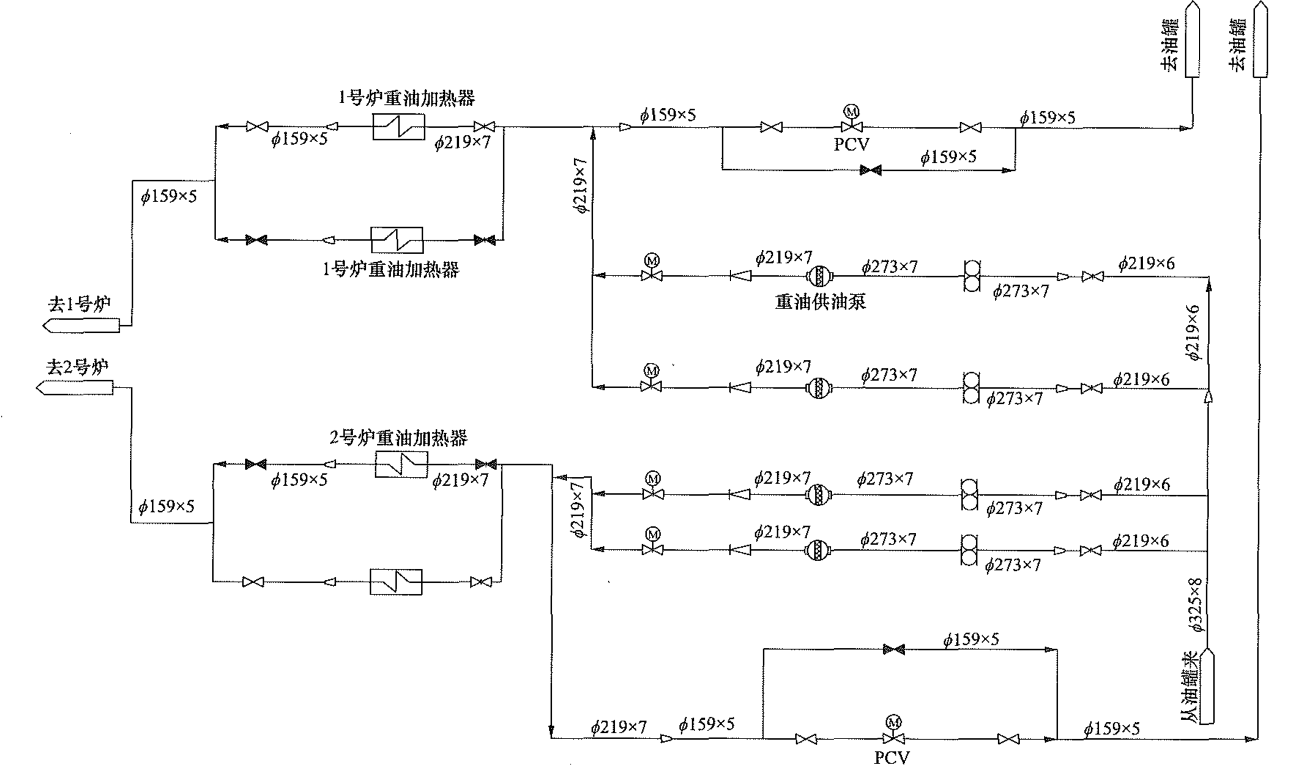


图 17-19　重油泵房系统图

第三节 联锁条件

一、燃油电磁快关门开启条件

燃油电磁快关门开启条件：炉前供油压力正常；所有油枪进油阀关闭；无跳闸或关阀指令，快关门在关闭位置；电源供电正常；无 MFT 信号或泄漏试验在进行中信号；雾化蒸汽压力正常。

二、回油再循环门开启条件

回油再循环门开启条件：无 MFT 指令及手动跳闸指令；电源供电正常。

三、油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）

油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）：无 MFT 锅炉跳闸指令；无炉膛吹扫要求；热工 I/O 模块无报警；炉前燃油进油电磁阀已开启并记忆；供油压力不小于 0.4MPa；雾化蒸汽压力大于 0.4MPa，温度在 220～250℃之间；高能点火器投运条件满足；扫描冷却风压力正常不小于 7.5kPa；燃烧器摆动角度在水平位置或任一台磨煤机已运行；锅炉总风量小于 40%或任一台磨煤机运行；锅炉总风量大于 30%；燃油调整门开度不小于 5%并且不大于 15%；燃油泄漏试验已成功；就地开关在遥控位置。

四、轻油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）

轻油枪进油门开启条件（点火条件）（需同时满足）：无 MFT 锅炉跳闸指令；无炉膛吹扫要求；热工 I/O 模块无报警；轻油进油电磁阀已开启并记忆；供油压力不小于规定值；雾化介质压力或与油压差正常；相应的油火检无火焰信号；无轻油枪停运命令；高能点火器投运条件满足；就地开关在遥控位置；轻油枪未伸进；冷却风压正常。

五、燃油电磁快关门跳闸条件

燃油电磁快关门跳闸条件：MFT 引起燃油系统跳闸；有手动跳闸指令；泄漏试验条件要求；所有油枪点火都失败（油枪进油阀关失败且无火焰信号）；任一油枪进油门开，但供油压力低持续超过 2s；任一油枪进油门开，但雾化蒸汽压力低持续超过 2s。

六、油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）

油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）：MFT 引起燃油系统跳闸或 RB 信号；有手动跳闸指令；油枪故障；供油压力低；雾化蒸汽压力低或阀门关（如有）；延时点火（启动后 25s 内没有油系统运行信号或停油枪信号）；启动失败（有阀门开信号，10s 内无阀开到位信号）；油枪吹扫完毕。

七、轻油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）

轻油枪进油门跳闸条件（出现任一条件时）：MFT 引起燃油系统跳闸或 RB 信号；有手动跳闸指令；油枪故障；供油压力低；雾化介质压力低或阀门关；启动失败（有阀门开指令，10s 内无阀门开到位信号）；延时点火（有阀门开指令，25s 内没有油系统运行信号或停油枪信号）；油枪吹扫完毕。

第四节 设计计算

一、燃油管道设计要求

（一）燃油管道设计压力

燃油管道设计压力（表压）必须高于在运行中管内介质可能出现的最大内压力或外压力，且不得小于介质静止或脉动条件下管内的最大内压力。当燃油管道设有清扫管道时，管道设计压力不得低于清扫介质最高工作压力。

燃油管道的设计压力按下列规定选用：

1. 卸油管道

对自流卸油管道，设计压力应根据油槽车内油面与储油设施的油位差来计算，或按 0.2MPa 取值。对强力卸油管道，卸油泵进口侧管道可按全真空设计，卸油泵出口侧管道设计压力按卸油泵的最大扬程的 1.1 倍取值。对油船（或车辆）上装有输油泵的卸油接力泵进出口管道，卸油接力泵进口侧管道应按油船（或车辆）上输油泵最大扬程的 1.1 倍取值，卸油接力泵出口侧管道设计压力按泵最大扬程与进口侧压力之和的 1.1 倍取值。对附近炼油厂或企业的管道来油，其设计压力应与上游管道设计参数相同。

2. 供油管道

供油泵进口侧管道，设计压力取用泵吸入口中心线至油罐最高液面的静压柱，且不小于 0.2MPa，也不得低于油罐的设计压力。供油泵出口侧管道，设计压力取用泵出口阀关闭情况下泵的扬程与进口侧压力之和。当供油母管上设有安全阀时，母管的设计压力不得低于安全阀的开启压力。对二级泵供油系统，管道的设计压力应以泵分段按上述原则确定。

3. 回油管道

回油管道设计压力应与供油管道相同。

4. 放油和污油管道

放油阀或污油阀之前的管道设计压力按主管设计压力选用：放油阀或污油阀之后的管道设计压力不得低于 0.2MPa。

（二）燃油管道设计温度

（1）燃油管道设计温度必须高于管内介质最高工作温度，按下列规定选用：对有伴热管（或夹套加热）的情况应通过热力计算确定管壁温度，即为设计温度。对设有燃油加热器的管道，加热器的进口段和出口段应分别确定设计温度，出口段还应考虑加热超温裕量。对不加热输油的情况应根据环境条件和燃油特性确定最高温度或最低温度，同时应考虑管道是否有保温。

（2）设计安装温度可取 20℃。

二、燃油系统设计出力计算

燃煤锅炉燃油系统的出力不宜小于 1 台锅炉最大的点火用油量与另一台最大容量锅炉启动助燃用油量之和；当锅炉燃用低负荷需油助燃的煤种时，燃油系统的燃油量不宜小于 1 台锅炉启动助燃与 1 台锅炉低负荷助燃所需的用油量之和。锅炉点火用油量按锅炉点火油枪在冷炉点火中需同时投入的这部分油嘴出力之和来考虑，通常不超过主燃烧器满负荷输入热量的 4%。锅炉启动助燃油量应根据煤种和炉型、燃烧器布置特点选择。相对于锅炉最大连续蒸发量下输入热量的比例，对烟煤、高挥发分贫煤为不小于 10%～15%，对无烟煤、低挥发分贫煤为 20%～25%。对于炉型和燃烧器的设计使低负荷工况下火焰间互相稳燃能力较差的情况，助燃油的出力可取用上限。采用节油点火装置以后，可适当减少锅炉供油系统总容量。具体计算可根据煤种、炉型、采用节油点火的方式，由锅炉制造厂计算确定。一般可以按 20%锅炉最大连续蒸发量下输入热量配置锅炉油燃烧器出力。系统回油量应根据燃油喷嘴设计特点、燃烧安全保护要求和燃油参数来确定，且不小于系统设计出力 10%。

供油系统的设计出力为燃油量与最小回油量之和，其裕量宜为 10%。计算公式见式（17-4）。

$$Q_v = 1.1(1 + r_{re})\left(\frac{k_i B_{g1} + k_s B_{g2}}{Q_{oil}\rho_{oil}}\right)Q_{net,ar} \tag{17-4}$$

式中 Q_v ——供油系统容量，m³/h；

r_{re} ——回油率，即回油量占供油系统燃油量的比例，不小于 0.1；

B_{g1}，B_{g2} ——最大容量 2 台锅炉在 BMCR 工况下的设计煤种耗煤量，kg/h；

$Q_{net,ar}$ ——最大容量锅炉设计煤种的收到基低位发热量，kJ/kg；

k_i ——1 台锅炉最大点火用油量的输入热量占 BMCR 工况输入热量的比率，可取 4%；

k_s ——1 台最大容量锅炉启动助燃油量的输入热量占 BMCR 工况输入热量的比率；

Q_{oil} ——燃油低位发热量，kJ/kg；

ρ_{oil} ——燃油密度，kg/m³。

三、燃油管道阻力计算

（1）燃油管道阻力计算公式见式（17-5）。

$$\Delta p = \Delta p_g + \Delta p_v + \Delta p_{dev} \tag{17-5}$$

式中 Δp ——燃油管道的阻力，MPa；

Δp_g ——燃油管道系统的沿程摩擦阻力，MPa；

Δp_v ——燃油管道系统的局部阻力，MPa；

Δp_{dev} ——燃油管道系统的设备阻力，如过滤器、加热器、流量计等，MPa。

或按式（17-6）以 m 油柱为单位计算。

$$\Delta h = \Delta h_f + \Delta h_v + \Delta h_{dev} \tag{17-6}$$

式中 Δh ——燃油管道的阻力，m 油柱；

Δh_f ——燃油管道系统的沿程摩擦阻力，m 油柱；

Δh_v ——燃油管道系统的局部阻力，m 油柱；

Δh_{dev} ——燃油管道系统的设备阻力，如过滤器、加热器、流量计等，m 油柱。

（2）燃油管道的沿程摩擦阻力。沿程摩擦阻力按式（17-7）计算。

$$\Delta p_f = \sum \lambda \frac{Lw^2}{2d_n}\rho_{oil} \times 10^{-6} \tag{17-7}$$

式中 λ ——沿程摩擦阻力系数，根据雷诺数 Re 计算选取；

L ——管道长度，m；

d_n ——管道内径，m；

w ——管道内的燃油流速，m/s。

也可以按式（17-8）以 m 油柱为单位计算。

$$\Delta h_f = \sum \lambda \frac{LW^2}{2d_n g} \tag{17-8}$$

式中 Δh_f ——燃油管道系统的沿程摩擦阻力，m 油柱；

g ——重力加速度，m/s²。

沿程摩擦阻力系数与管道内燃油的流动状态，即与雷诺数 Re 有关，雷诺数 Re 按式（17-9）计算。

$$Re = \frac{wd_n}{\nu} \tag{17-9}$$

式中 ν ——燃油的运动黏度，m²/s。

当管道内燃油处于层流状态时，即 $Re<2000$ 时，摩擦阻力系数按式（17-10）计算。

$$\lambda = \frac{64}{Re} \tag{17-10}$$

当管道内燃油处于层流向紊流过渡的状态时，即 $2000<Re<3000$ 时，摩擦阻力系数按式（17-11）计算。

$$\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}} \tag{17-11}$$

当管道内燃油处于紊流状态时，即 $Re>3000$ 时，分以下两种情况考虑：

1）当 $3000<Re<14\left[\frac{R}{K}\right]^{1.143}$ 时（R 为燃油管道内半径，m；K 为燃油管道内壁当量粗糙度，mm），摩擦阻力系数按式（17-12）或式（17-13）计算。

若 $Re\leqslant10^5$，则 $\lambda = \frac{0.3164}{Re^{0.25}}$ （17-12）

若 $Re>10^5$，则 $\lambda = 0.0032+0.221Re^{-0.237}$ （17-13）

2）当 $Re>3000$ 且 $Re>14\left[\frac{R}{K}\right]^{1.143}$ 时，可查图17-20，根据 k/d_n 值确定摩擦阻力系数 λ。

（3）燃油管道的局部阻力。局部阻力按式（17-14）计算。

$$\Delta p_v = \sum\xi\frac{w^2}{2}\rho_{oil}\times10^{-6} \tag{17-14}$$

式中 ξ——局部阻力系数［见表 17-6、表 17-7 和式（17-16）］。

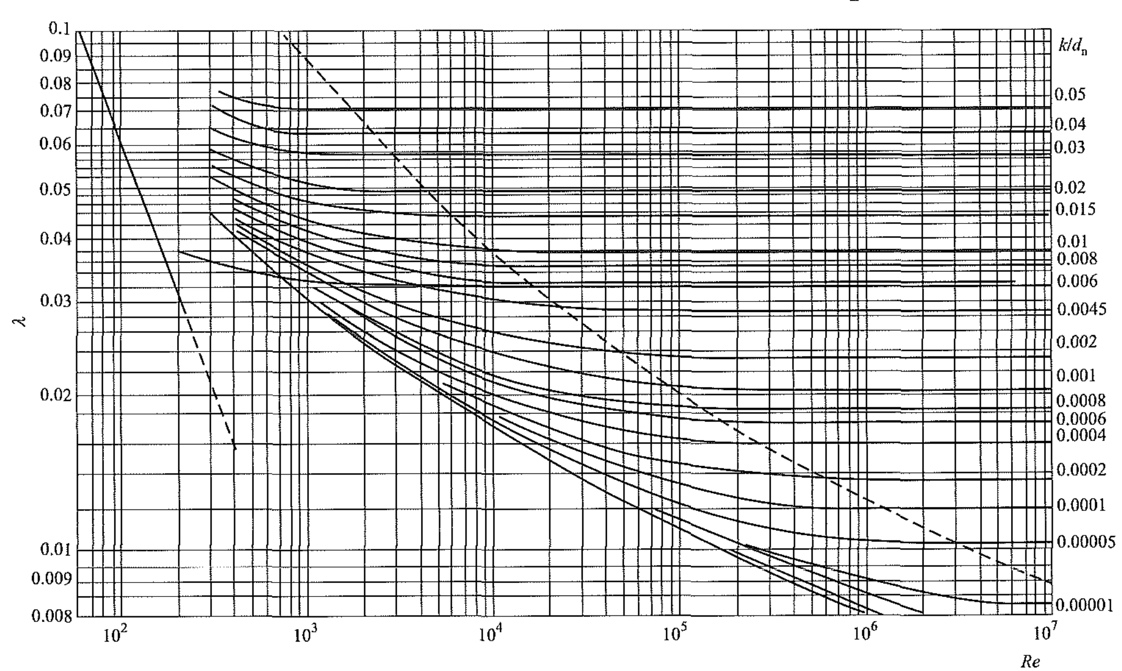


图 17-20 摩擦阻力系数 λ 与 Re、k/d_n 值的关系图

表 17-6 **常见管件的局部阻力系数 ξ_0**

管件名称	示意图	ξ_0	管件名称	示意图	ξ_0
油罐接口		0.50	闸阀		0.40
45° 焊接弯头		0.30	截止阀 $d=20$		10.0
90° 单折焊接弯头		1.30	截止阀 $d=20\sim40$		9.00
90° 双折焊接弯头		0.65	截止阀 $d\geqslant50$		7.00
弯管弯头 $R=d$		0.44	球阀		0.50
弯管弯头 $R=2\sim8d$		0.22	止回阀		1.65

续表

管件名称	示意图	ξ_0	管件名称	示意图	ξ_0
通过三通		0.04	转弯三通		0.90
通过三通		0.10	转弯三通		1.00
通过三通		0.40	转弯三通		0.50
转弯三通		1.30	转弯三通		3.00
轻油过滤器		1.70	波纹式补偿器		0.30
重油过滤器		2.20	Π 形补偿器		2.00

注 1. 本表只适用于紊流状态，ξ_0 值是在 $\lambda_0=0.022$ 时的数据。如果实际管路中沿程摩擦阻力系数 $\lambda\neq\lambda_0$，应按式 $\xi=\xi_0\dfrac{\lambda}{0.022}$ 计算出实际的局部阻力系数。

2. 表中 R 为弯管和弯头的弯曲半径，d 为管子的直径。

表 17-7 层流状态局部阻力系数修正系数 φ

Re	φ	Re	φ
200	4.20	1600	2.95
400	3.81	1800	2.90
600	3.53	2000	2.84
800	3.37	2200	2.48
1000	3.22	2400	2.26
1200	3.12	2600	2.12
1400	3.02	2800	1.98

也可以按式（17-15）计算。

$$\Delta h_v=\sum\xi\frac{w^2}{2g} \tag{17-15}$$

式中 Δh_v——燃油管道系统的局部阻力，m 油柱；

g——重力加速度，m/s^2。

对于层流状态，局部阻力系数 ξ_0 根据紊流状态的值按式（17-16）进行修正。

$$\xi_c=\varphi\xi \tag{17-16}$$

式中 ξ_c——层流状态下的局部阻力系数；

φ——修正系数，按表 17-6 取值；

ξ——紊流状态下的局部阻力系数。

第五节 设备选型

一、供油泵

供油泵的数量宜为 3 台，其容量可选用 2 台 100% 容量油泵加 1 台 30%容量再循环油泵，也可选用 3 台 50%容量油泵。

1. 供油泵的出力计算

供油泵的出力计算按式（17-17）计算。

$$Q_f=\frac{\beta k_f Q_v}{100} \tag{17-17}$$

式中 Q_f——供油泵出力，m^3/h；

β——供油泵的流量裕量，不宜小于 1.1；

k_f——单台供油泵出力占供油系统容量的百分比，由供油泵配置方案确定，%；

Q_v——对于全厂集中供油的供油系统，为全厂供油系统的设计出力，m^3/h。

2. 供油泵的扬程计算

供油泵的扬程计算按式（17-18）计算。

$$p_g=\beta_b[1.3\Delta p+p_b+\rho_{oil}g(H_2-H_1)\times10^{-6}] \tag{17-18}$$

式中 β_b——供油泵的扬程裕量，不宜小于 1.05；

p_g——供油泵的扬程，MPa；

Δp——供油管道的阻力，不包括锅炉要求的炉前燃油管道入口压力或柴油机、燃气轮机燃油系统要求的燃油模块或前置模块的入口压力、油处理装置进油油压以及管道高差和回油管道的阻力等，MPa；

p_b——锅炉要求的炉前燃油管道入口压力或柴油机、燃气轮机燃油系统要求的燃油模块或前置模块的入口压力、油处理装置进油油压等，MPa；

ρ_{oil}——燃油密度，kg/m^3；

H_2 ——供油管道的末端标高，m；

H_1 ——供油管道的始端标高，m。

二、卸油泵

1. 卸油泵的出力计算

卸油泵出力可按式（17-19）计算。

$$Q_x = \frac{V}{t_x} \tag{17-19}$$

式中 Q_x ——卸油泵出力，m^3/h；

V ——油罐车或油船载油量（对于汽车来油为可同时卸油的汽车总载油量，对于火车来油为单列火车的总载油量，对于水路来油为单台油船的总载油量）m^2；

t_x ——净卸油时间（对于单台汽车来油时宜为0.5～1h，对于火车来油宜为2～3h），h。

2. 卸油泵的扬程计算

卸油泵扬程可按式（17-20）计算。

$$p_x = \beta_b(\Delta p + \rho_{oil} gH \times 10^{-6}) \tag{17-20}$$

式中 p_x ——卸油泵扬程，MPa；

β_b ——卸油泵扬程裕量，取值1.3；

Δp ——卸油泵进出口管道系统阻力，MPa；

H ——油罐储油高度，m；

ρ_{oil} ——燃油密度，kg/m^3。

第十八章

天然气供应系统设计

第一节　系　统　说　明

一、设计范围和系统功能

1. 设计范围

天然气供应系统设计范围包括从上游燃气公司天然气分界点经厂内天然气过滤、计量、加热、调压、增压模块至各用户分界点之间的所有设备、管道、阀门的设计，还包括上述管道的放散、排污、充氮系统的设计。

贸易计量设置在厂内的天然气供应系统，贸易计量橇由燃气公司设计供货，设计分界点在贸易计量橇外。

2. 系统功能

天然气供应系统的功能主要是将上游来的天然气经过过滤、调压或增压、加热、计量等，提供满足用户燃烧要求的天然气。

二、对原始输入条件的基本要求

天然气供应系统的拟定应根据燃气轮机和燃气锅炉等下游用户对燃料的要求以及上游来气的成分、压力、温度等基本参数确定。需要输入的原始资料主要有：天然气成分表；上游来天然气交付点压力、温度变化范围、杂质等；能反映燃料消耗量的热平衡图或锅炉热力计算汇总表；燃气轮机或燃气锅炉的天然气燃料技术规范，主要包括天然气压力及压力波动范围、温度变化范围、固体颗粒过滤精度等；燃气公司贸易计量方案等。

三、天然气基本特性

天然气是一种多组分的混合气体，主要成分为烷烃，其中甲烷占绝大多数，另有少量的乙烷、丙烷和丁烷，此外一般还有硫化氢、二氧化碳、氮和水气，以及少量一氧化碳和微量的惰性气体，如氦和氩等。在标准状态下，甲烷至丁烷以气体状态存在，戊烷以上为液体。

天然气相对密度约为0.65，比空气轻，具有无色、无味、无毒、无腐蚀性，但易燃易爆，且天然气在空气中含量达到一定程度后会使人窒息。

当天然气在空气中浓度为5%～17%时，遇明火即可发生爆炸，这个浓度范围即为天然气的爆炸极限。爆炸在瞬间产生高压、高温，其破坏力和危险性都是很大的。

与煤炭、石油等能源相比，天然气在燃烧过程中产生的能影响人类呼吸系统健康的物质极少，产生的二氧化碳仅为煤的40%左右，产生的二氧化硫也很少。天然气燃烧后无废渣、废水产生，相较于煤炭、石油等能源具有热值高、洁净等优势。

为充分利用天然气矿产资源的自然属性，GB 17820《天然气》依照不同要求，按天然气的发热量、总硫、硫化氢和二氧化碳含量，将天然气分为一类和二类，并要求其质量要求应符合表18-1的规定。

表18-1　　天　然　气

项目	一类	二类
高位发热量（MJ/m^3）	≥34	＞31.4
总硫（以硫计）（mg/m^3）	≤20	≤100
硫化氢（mg/m^3）	≤6	≤20
二氧化碳（体积分数）（%）	≤3	≤4

注　1. 气体体积的标准参比条件：101.325kPa，20℃。
　　2. 高位发热量以干基计。

四、设计参数选取

天然气管道设计参数的确定应遵循GB 50764—2012《电厂动力管道设计规范》和DL/T 5174《燃气-蒸汽联合循环电厂设计规定》、DL/T 5204《发电厂油

气管道设计规程》。

天然气管道设计压力和温度应按各段管内天然气最高工作压力和最高工作温度确定，并适当考虑压力波动的因素。

1. 天然气场站（调压站）入口至增压机入口或无增压系统前置模块入口

设计压力按上游天然气管道设计压力选取。

设计温度按上游天然气管道设计温度选取。

2. 天然气场站（调压站）入口至锅炉燃烧器入口

设计压力按上游天然气管道设计压力选取（调压装置前），调压装置后按安全阀整定压力选取。

设计温度，加热器前按上游来气管道设计温度选取，加热器后设计温度按可能出现的最高温度选取。

3. 增压机出口至用户入口

设计压力按增压机出口安全阀开启压力选取，安全阀的整定压力不应高于该系统最高工作压力的1.15倍。

设计温度：对于不设出口冷却器的系统按100%回流时增压机出口天然气温度选取；如果增压机出口设有冷却器，可以取用冷却器出口最高温度。

第二节　常见系统设计方案

天然气系统通常根据其功能分为不同的单元并成橇布置，以保证其焊接质量并减少现场安装工程量。除天然气压力外，天然气的温度对天然气系统的设备、管道、阀门等选型也有较大影响，由于焦耳—汤姆逊效应，调压后的天然气温度下降，增压后的天然气温度提高，而温度的变化和压降的大小成正比，因此对于压力变化较大的天然气供应系统加热器或冷却器的设置需要考虑压力变化的影响。

燃机用天然气系统的大致流程如下：燃气公司来天然气→入口单元→过滤单元→预热单元→计量单元→调压或增压单元→燃机前置模块→燃机燃烧系统。

预热单元在燃气公司来气温度较低时设置，增压单元中一般还有出口冷却器和回流冷却器，燃机前置模块中根据燃机需要会设有性能加热器等。

锅炉用天然气系统的大致流程如下：燃气公司来天然气→入口单元→过滤单元→预热单元→计量单元→调压单元→锅炉燃烧系统。

锅炉用天然气的燃烧系统所需压力一般较低，上游来气均能满足其压力要求，因此只需设置调压单元即可，不需要设置增压单元。

如果燃气锅炉和燃机属于同一项目，譬如燃气—蒸汽联合循环机组配套燃气启动锅炉，则入口单元、过滤单元、计量单元等可根据工程实际情况进行合并。

除上述主管道系统外，各个单元根据需要设置充氮、放散和排污系统。

一、主管道系统

1. 入口单元

入口单元由绝缘接头、入口火警阀、气动执行机构、压力温度就地仪表和远传仪表、放散阀、安全阀和冲氮阀等工艺阀门组成，其主要功能是能在必要时通过远程、本地等多种方式实现燃料气的迅速隔断，从而避免全厂火灾等意外发生时造成二次灾害避免灾情扩大，保证电厂安全。驱动气源可以采用仪用压缩空气，也可以采用天然气，如采用天然气作为阀门操作的动力源，其执行机构气源管路需设减压阀；如采用仪用压缩空气作为阀门操作的动力源，可设置足够一次开关气动执行器的压缩空气储能装置，作为厂用仪表压缩空气失效时的入口火警阀驱动的动力来源。

2. 过滤单元

过滤单元由一组120%流量的双级过滤分离装置组成，过滤分离器前后设置隔断阀，从而保证需要更换滤芯时不间断燃料供应，保证燃机的连续稳定运行。过滤单元中的主要设备为过滤/分离器，过滤/分离器应设置一台备用。过滤器结构通常为立式，第一段为挡板分离原理，第二段为凝聚式滤芯过滤原理。气体从进口管进入过滤分离器，在其入口处，天然气与挡板撞击，较大的固、液体颗粒由于重力沉降作用被分离出来，然后进入带有凝聚式滤芯的过滤段，从其内侧向外侧穿过滤芯，将较小的固体颗粒和液滴分离出来。过滤器设置自动疏液系统和手动排污阀门，可通过液位计上的液位开关控制自动排液阀门，实现自动疏液。为可靠排放，还应配备手动排污阀。

3. 计量单元

计量单元分为贸易计量和监督计量，通常成套供货，分为贸易计量模块和监督计量模块。贸易计量模块为上下游买卖双方结算天然气流量的装置，采用双方均认可品牌的流量计，通常由燃气公司设计并供货。监督计量模块由业主来确定是否设置，以校验燃气公司流量计，一般采用和贸易计量装置同型号的燃气流量计。燃气流量计一般采用涡轮流量计。

4. 调压单元

调压单元一般指上游来气压力较高，通过调节阀调节即可满足燃机运行要求的压力调节系统。

天然气调压站的压力控制部分应能在电厂各种运行工况下，将来自上游的天然气降压或稳压，使天然气在所要求的压力和流量下连续输入下游的配气管道中，供燃气轮机燃烧。该套装置还应能保护其下游配气管道及燃气轮机的调节系统设备和燃烧器，即使在调压器发生故障的情况下，也不会使上游过高压力的天然气危害到天然气场站下游的设备和管道。天然气调压站的设计应使发电机组在天然气供应或场站设备出现故障或事故时不受到严重影响。

一般每个用户设置一路调压管路，同时设置一条公共备用调压管路。每条调压管路由紧急切断阀、监控器、调压器按照从上游至下游的顺序串联在一起，紧急切断阀、调压器和监控器的调控系统各自独立的。正常情况下，紧急切断阀和监控器处于全开位置，由调压器对下游压力进行控制。当调压器出现故障，无法控制下游压力时，调压器全开，监控器开始工作，以维持下游压力的安全范围。监控器也出现故障，不能控制下游压力时，紧急切断阀自动切断气源，以保证下游管道和设备的安全。当工作调压管路切断时，系统能自动切换至备用调压管路，备用路调压器自动投入工作。

监控调压阀和工作调压阀可选用自力式调压阀。调压器和监控器均采用自力气动式操作，法兰连接。

5. 增压单元

如果上游来气压力较低，不满足用户运行要求，则需要设置增压单元。增压单元可以和调压单元并联设置。

为防止不同管路互相影响，推荐每个用户配备一台天然气增压机，燃气轮发电机组用增压机型式应选用离心式，以满足燃机对压力波动的要求，如选用活塞式或螺杆式增压机，增压机出口需设置一定容量的天然气储罐，同时在增压机出口还应设置调压系统。

另外，由于离心式天然气增压机的初始投资费用较高，且离心式增压机运行较为稳定，如果采用离心式压缩机可不设备用增压机。如果采用活塞式增压机，由于其磨损件较多，需要定期检修、维护，还需要设置备用增压机。

天然气在增压机在压缩过程中，一方面由于从外界接受了压缩轴功率，其压力、温度和焓值都得到提高；另一方面，因流体和旋转的叶轮发生摩擦而产生能量损失，其中一部分转化为热能存储到高压气体中，因此经压缩后的天然气温度也升高了。为了避免增压机出口天然气温度过高，会在天然气出口和回流管路上设置冷却器，降低天然气温度。

6. 加热单元

（1）预加热单元。设置预加热单元的主要目的是防止上游来天然气温度过低而结露，进而影响调压器的使用寿命，或满足启动工况点火要求。

预加热单元出口天然气温度不需要太高，一般低于50℃。预加热单元可采用水浴加热、电加热或者热水换热器加热等。

（2）性能加热单元。性能加热单元的设置主要是为了提高燃气-蒸汽联合循环机组热效率。根据燃气轮机要求，性能加热出口天然气温度一般在200℃左右，性能加热的加热热源采用余热锅炉省煤器出口热水，通常性能加热设备靠近燃气轮机和余热锅炉布置。

性能加热单元一般由燃气轮机供货厂家成套供应，也可由业主单独采购。

二、放散系统

1. 放散系统的设置

天然气的集中放散单元主要是排放设备以及管道中渗漏和残留的天然气，以确保整个调压站系统的安全。

放散系统分为手动放散、安全阀放散和紧急放散。手动放散主要用于停机检修的正常排放，安全阀放散主要用于系统正常运行时的超压自动排放，紧急放散主要用于设置增压机的天然气供应系统，在增压机故障时避免其入口管道超压的放散。紧急放散一般应采用气动执行机构，以满足快速排放的要求。

应在调压站进站关断阀之前的管道和出调压站关断阀之后的管道设置手动放散管。两个关断阀（同时关闭）之间的管道应设手动放散管。

放散系统还应设置放散竖管（或放散塔）。根据布置或安全要求，放散竖管可单独设置，也可部分集中引至放空管。一般的主厂房区域设置一个天然气的集中放散系统；天然气调压站区域设置一个天然气的集中放散系统。

放散管出口应设置阻火设备和消声设备。

2. 放散管道的排放布置要求

天然气放散管道的布置和排放执行DL/T 5204《发电厂油气管道设计规程》和GB 50028《城镇燃气设计规范》的规定。

天然气管道安全阀出口排放管管口应高出建（构）筑物2m以上，且距地面不应小于5m。

天然气放散管管口高度应高出距其25m内的建（构）筑物2m以上，且不得小于10m。且排放口应设置阻火器。

天然气放散管位于10m以外的平台或建（构）筑物顶时，应满足图18-1的要求，并应高出所在地面5m。

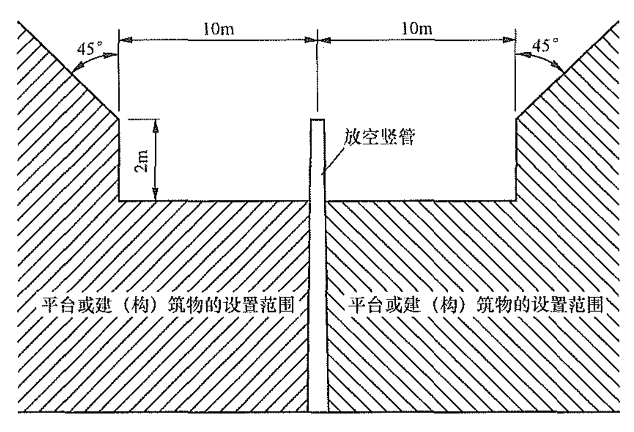


图18-1　放空竖管放散口布置要求

三、氮气系统

氮气系统主要用于天然气系统停机检修时的充氮吹扫和置换，吹扫和置换用氮气一般由氮气瓶供应。

当不充氮时，氮气系统和天然气系统断开。当需要充氮时，采用连接软管和快速接头使氮气系统和天然气系统联通，进行充氮吹扫。

在设置增压机的天然气供应系统中，氮气还需要为增压机提供密封气，由于需要连续供气，氮气采用仪用压缩空气制备，压缩空气通过制氮机中吸附式分子筛，将压缩空气中的O_2等过滤出去，留下清洁的N_2被送入制氮机出口缓冲罐中，再送至各压缩机密封系统。

四、排污系统

排污系统一般设置凝液罐，以收集过滤装置来的凝液。凝液罐一般设置在0m以下，便于收集全部排污介质，顶部通过放散管和大气相通。

五、常见设计方案

如果上游来气压力不满足燃机需要，则需要设置增压机，常规增压机采用电驱动离心式，只需在增压机入口设置调压阀即可满足燃机运行要求。

1. 带增压机的天然气供气系统

系统设有火警关断阀、2台粗精一体分离过滤器（一运一备）、3套监督计量装置（两运一备）、3套调压器（两运一备）、2台离心式增压机（一运一备），详见图18-2带增压机的天然气供应系统。

2. 不带增压机的天然气供气系统

系统设有火警关断阀、2台粗精一体分离过滤器（一运一备）、3套监督计量装置（两运一备）、3套调压器（两运一备），详见图18-3不带增压机的天然气供应系统。每条调压管路上设有工作调压器、监控调压器和紧急关断阀。

3. 燃气锅炉天然气供应系统

图18-4所示为某项目燃气锅炉天然气供应系统，入口单元和过滤单元与燃气轮机场站系统合并设置，锅炉用天然气从过滤单元出口引出。系统设有电加热器、一级调压器、二级调压器、紧急切断阀等。

第三节　联　锁　条　件

火警关断阀与天然气场站系统火灾和天然气泄漏报警系统联锁，并且在发生火警及其他紧急状态时可快速切断阀门。

过滤分离器上液位开关与自动排污阀联锁，当液位达到设定值时，自动排放阀打开，分离出的污液通过自动排污阀经排放总管排至污液收集罐，当液位降低到低液位设定值时，自动排放阀关闭。

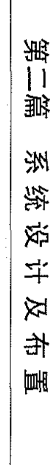
紧急切断阀在正常工作状态下为常开，一旦系统的压力达到设定值的上限或下限，它将自动切断供气管路。

设有增压机的天然气供应系统，增压机防喘振控制阀应在燃气轮机跳机时立即打开。另外，每套压缩机组配置一套独立的火焰探测器和温度探测器。火灾检测系统与自动灭火系统联锁，一旦检测到火情，火灾检测系统将发出信号，停运和关闭压缩机组并及时排出机组中的天然气，同时启动灭火系统。

第四节　设　计　计　算

一、管道材料确定

天然气管道及附件材料的选择应符合国家有关标准如GB/T 20801《压力管道规范　工业管道》、GB 50028《城镇燃气设计规范》和GB 50251《输气管道工程设计规范》等，并根据管道的设计压力、温度、使用地区、材料的焊接性能等因素，经技术经济比较后确定。天然气管道规格应按现行国家标准GB/T 17395《无缝钢管尺寸、外形、重量及允许偏差》和GB/T 21835《焊接钢管尺寸及单位长度重量》规定的规格系列选用。



上游来天然气
火警关断阀
粗精一体分离器（A）
粗精一体分离器（B）
ϕ508×16
分离器（A）排污
分离器（B）排污
过滤器排污母管
冷凝储罐
至冷凝储罐排污母管
至冷凝储罐排污母管
高压放散母管
低压放散母管
放散塔
充氮
监督计量
监督计量
监督计量
DN25
调压器（A）
调压器（B）
调压器（C）
DN300
至2号燃机增压模块
1号燃机增压模块
入口滤网
增压机
入口导叶
回流冷却器
增压机出口手动关断阀（A）
至1号燃机前置模块

图形符号表			
符 号	名 称	符 号	名 称
E/H	电子液压控制机构		烃泵
	阻火器		Y形过滤器
	节流组件		法兰连接
	滤网		气动执行机构
	安全阀		薄膜执行机构
	限流孔板		流量计
	自动排污阀		大小头
	快装接头		设计分界线
	8字盲板		非设计范围内管道
	止回阀		充氮管道
	球 阀		放散管道
	截止阀		排污管道
	绝缘接头		天然气管道

图 18-2 带增压机的天然气供应系统

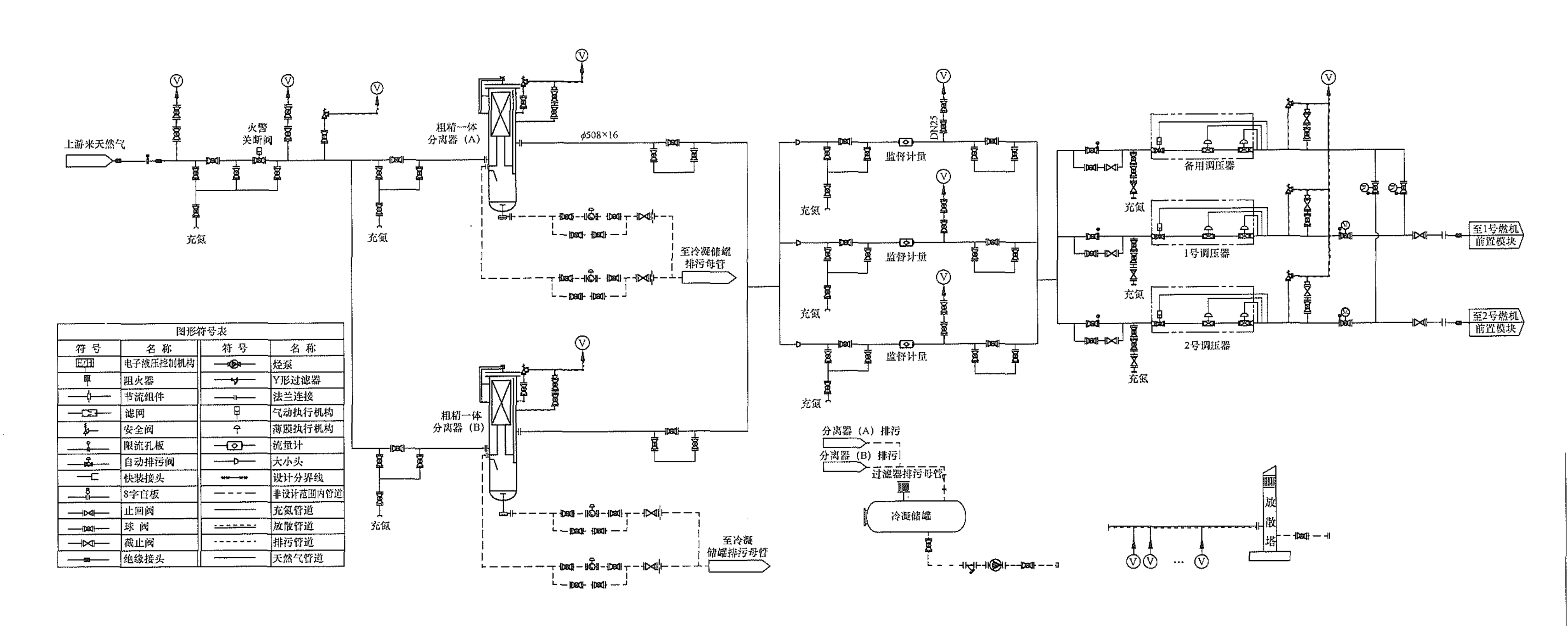


图 18-3　不带增压机的天然气供应系统

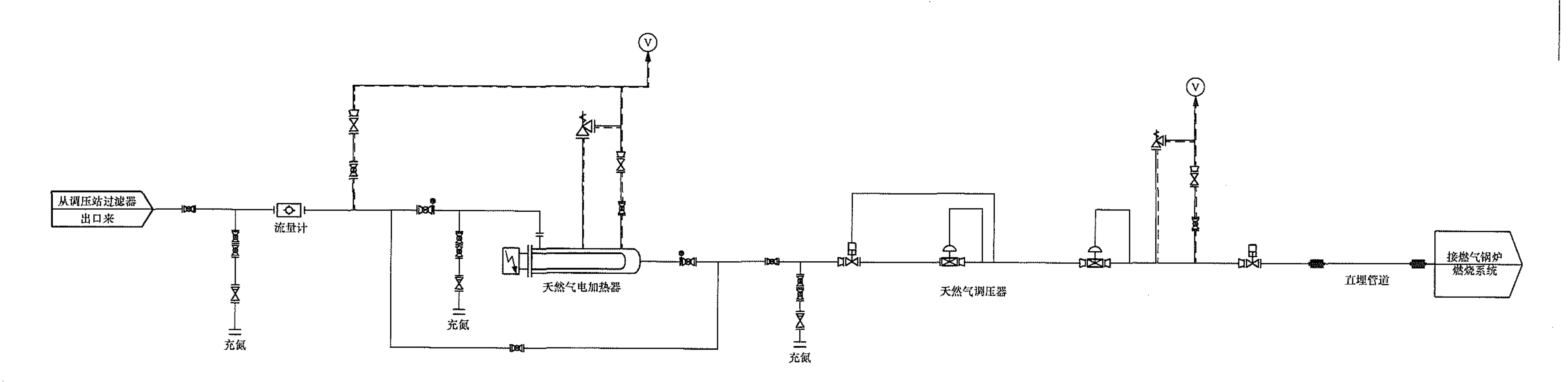


图 18-4 燃气锅炉天然气供气系统

当钢制天然气管道的公称直径$DN \geqslant 100$时，其最小公称壁厚不得低于4mm。

设计压力小于4.0MPa的天然气管道，可采用：

（1）符合现行国家标准GB/T 8163《输送流体用无缝钢管》规定的10号、20号和Q345B材料的钢管管材。

（2）符合现行国家标准GB/T 9711《石油天然气工业管线输送用钢管》规定的L245及以上材料的钢管管材。

（3）或符合不低于上述两项标准相应技术要求的其他钢管标准和材料。

设计压力不小于4.0MPa的天然气管道宜采用高压无缝钢管，其技术性能应符合现行国家标准GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》、GB/T 14976《流体输送用不锈钢无缝钢管》或GB 6479《高压化肥设备用无缝钢管》的规定。高压无缝钢管的材料可选用20G（GB 5310《高压锅炉用无缝钢管》）、16Mn（GB 6479《高压化肥设备用无缝钢管》）和不锈钢（GB/T 14976《流体输送用不锈钢无缝钢管》）。

当环境温度低于−40℃时，室外架空布置的天然气管道材料可选用符合GB/T 14976—2012《流体输送用不锈钢无缝钢管》规定的不锈钢材料。

目前天然气管道的主要材料标准见表18-2。

表18-2 天然气管道的主要材料标准

标准号	标准名称
GB/T 8163	输送流体用无缝钢管
GB/T 9711	石油天然气工业管线输送用钢管
GB 5310	高压锅炉用无缝钢管
GB/T 14976	流体输送用不锈钢无缝钢管
GB 6479	高压化肥设备用无缝钢管

弯头、三通、异径管、封头的选用标准见表18-3。

表18-3 弯头、三通、异径管、封头的选用标准

标准号	标准名称
GB/T 12459	钢制对焊无缝管件
GB/T 13401	钢板制对焊管件
GD 2016	火力发电厂汽水管道零件及部件典型设计
SY/T 0510	钢制对焊管件规范
SY/T 5257	油气输送用钢制感应加热弯管
GB 150	压力管道

法兰选用标准见表18-4。

表18-4 法兰选用标准

标准号	标准名称
GB/T 9112～GB/T 9124	钢制管法兰
ASME B16.5	管法兰和管件

二、管径计算

厂内天然气管道的管径，可按天然气流量和从厂内设计分界点到燃气轮机等设备用户前输送气体允许的压降计算确定，同时还需考虑设备的运行工况要求，也可按天然气流速15～25m/s估算管径，然后校核压降是否满足要求。对于采用城市管网天然气为燃料的燃机电厂，天然气流速宜选用下限以降低管道阻力。

按DL/T 5204—2016《发电厂油气管道设计规程》中5.3.1的规定，厂内天然气管道管径可按式（18-1）计算。

$$D_i = 34.157\left(\frac{Q_s^2 \lambda \rho Z T L}{p_1^2 - p_2^2}\right)^{0.2} \tag{18-1}$$

式中 D_i——管道内径，mm；

Q_s——天然气体积流量（气体在绝对压力101.3kPa，温度0℃状态下），m^3/h；

p_1——管道起点绝对压力，kPa；

p_2——管道终点绝对压力，kPa；

λ——管子摩擦系数；

ρ——天然气密度，kg/m^3；

Z——天然气平均压缩系数，可按0.9～1.15取值，温度低于0℃或者压力高于4.0取上限，具体参见GB 17747《天然气压缩因子的计算》；

T——天然气温度，K；

L——天然气管道长度，km。

按DL/T 5204—2016《发电厂油气管道设计规程》中5.3.4的规定，天然气管道流速可按式（18-2）、式（18-3）计算。

$$v = Q_w\left(\frac{18.81}{D_i}\right)^2 \tag{18-2}$$

$$Q_w = \frac{Q_s(273+t)Z}{9.87 \times 273 \times p_w} \tag{18-3}$$

式中 D_i——管道内径，mm；

Q_w——天然气至工作状态下的体积流量，m^3/h；

Q_s——天然气标准体积流量（气体在绝对压力101.3kPa，温度0℃状态下），m^3/h；

t——天然气工作温度，℃；

p_w——天然气的工作压力（绝对压力），MPa；
v——天然气在工作状态下的流速，m/s。

三、壁厚计算

根据“GB 50251《输气管道工程设计规范》”和“DL/T 5204《发电厂油气管道设计规程》”的规定，天然气管道直管壁厚可按式（18-4）计算。

$$\delta=\frac{pD_o}{2\sigma_s\varphi f\tau} \tag{18-4}$$

式中　δ——管道壁厚，mm；
p——管道设计压力（表压），MPa；
D_o——管道外径，mm；
σ_s——材料最小屈服强度，MPa；
φ——焊缝系数；
f——强度设计系数，可按 GB 50028《城镇燃气设计规范》有关规定选取，三级地区的工业厂区可取 0.4；
τ——温度折减系数，温度小于 120℃取 1。

管道的选用壁厚应是根据最小壁厚考虑一定的腐蚀裕量、壁厚偏差、对口偏差等。

四、算例

例：某由两台燃机组成的“二拖一”燃气-蒸汽联合循环机组工程，上游天然气来气压力（表压）3.0～3.6MPa，来气温度 10～20℃，燃机需要的压力（表压）为 4.25MPa，单台燃机额定工况燃料消耗量为 84500m³/h，请计算管道规格。

由于上游来气压力小于燃机需要的压力，因此需要设置天然气增压机，且应在进行天然气管径计算时尽量取用下限流速以降低管道沿程阻力。

先计算来气母管规格。电厂进气母管应按规划容量一次建成，暂按该电厂不考虑扩建，由于单台燃机天然气消耗量为 84500m³/h，则本期工程总的燃料消耗量为 2×84500＝16900m³/h，考虑到天然气热值变化等因素，进气母管的天然气耗量考虑 1.1 倍裕量系数，则 $Q_s=1.1\times16900=185900$m³/h，$T=273+20=293$K，压力（绝对压力）取用最低值 $p=3.0+0.1=3.1$MPa，介质流速 v 取用 15m/s，Z 按 1.1 取值。根据式（18-2）、式（18-3），管道内径为

$$D_i=18.81\times\sqrt{\frac{185900\times293\times1.1}{9.87\times273\times3.1\times15}}=411\text{（mm）}$$

根据上述计算，管道外径 D_o 取用 ϕ426。

进厂压力小于 4MPa，因此管材可选用 GB/T 8163—2008《输送流体用无缝钢管》20 号钢。$\sigma_s=225$MPa，$\phi=1$，$p=3.6$MPa（表压），根据式（18-4），直管管道壁厚最小壁厚为

$$\delta=\frac{3.6\times426}{2\times225\times1\times0.4\times1}=8.52\text{（mm）}$$

考虑管道的壁厚负偏差等，壁厚负偏差附加值为

$$C=\frac{m}{100-m}S_m=\frac{15}{100-15}\times8.52=1.5\text{（mm）}$$

因此管道计算壁厚＝$\delta+C=8.52+1.5=10.02$（mm），取用壁厚可选 11mm。

综上，来气母管选用材料为 20（GB/T 8163—2008《输送流体用无缝钢管》），选用管道规格为 $\phi426\times11$。

增压机出口压力由于超过 4MPa，材料可选用 20G（GB 5310—2008《高压锅炉用无缝钢管》），同样根据上述计算，选用管道规格为 $\phi273\times8$。

如果天然气管道采用直埋，建议在上述计算壁厚基础上增加一定的腐蚀裕量。

天然气管道规格应按 GB/T 17395《无缝钢管尺寸、外形、重量及允许偏差》和 GB/T 21835《焊接钢管尺寸及单位长度重量》规定的规格系列选用。

第五节　设备及管道组成件选型

一、天然气增压机

1. 增压机分类

增压机种类繁多，一般分为往复式和离心式两种。往复式增压机驱动方式包括燃气发动机和变频调速电动机，适用于工况不稳定、压力较高或超高、流量较小等场合。其优点包括：排出压力稳定，能适应广泛的压力变化范围和超宽的流量调节范围；热效率高；压比较高，适应性强。其缺点包括：结构复杂，运动和易损部件多；外形尺寸和质量大，运转有振动且噪声大；需要频繁维护、保养和更换。离心式增压机的驱动方式包括变频调速电动机直接驱动/增速齿轮箱、定速电动机＋液力耦合装置/ 行星齿轮、燃气轮机直接驱动。其单机功率较大，压比低，适用于气量较大，且气量波动幅度不大（变化范围 70%～120%）的工况。其优点包括：无往复式运行部件，振动小，使用期限长、可靠，运行管理和维护保养简单；转速高、排量大，平稳，可直接与驱动级联动，便于调节流量和节能，占地面积小。其缺点包括：压比低，对输气量和压力波动适应范围小；低输气量下易发生喘振；热效率低。

2. 选型原则

（1）增压机宜选用离心式，每套燃气轮机配置一

台，不设备用，容量可按该套燃气轮机最大耗气量的1.1倍选取。

（2）增压机宜选用电动机驱动。

（3）增压机如选用活塞式或者螺杆式，应设备用增压机和增压机出口稳压罐。

（4）离心式增压机入口稳压阀可与调压支路合并设置。

（5）增压机入口管道上应设置手动和电动（或气动）控制阀。增压机出口管道上应设置安全阀、止回阀和手动切断阀。出口安全阀的泄放能力不应小于压缩机的安全泄放量。

二、天然气过滤装置

过滤器过滤精度应根据供气条件和燃气轮机要求选取。过滤器宜采用母管制，过滤器宜采取多组并联的方式。

过滤分离装置有卧式和立式，过滤分离器的作用是对接收的上游天然气进行净化，消除水、燃气凝液以及机械杂质等，以减少对系统的腐蚀和磨损，保护仪表和调压装置等。过滤设备根据压差计显示的压差值进行过滤器滤芯的清洗或更换。

三、天然气流量计

厂内宜设监督计量装置，监督计量装置形式同燃气公司贸易计量装置，以便校验。

四、阀门及其他

1. 阀门

天然气系统隔断阀应采用球阀，且应采用全通径、固定球式软密封、耐火型。隔断球阀应配有阀位指示，手动隔断球阀应配套齿轮箱驱动装置。主管路上的隔断球阀应有远传信号，传输阀门的状态信号至电厂的主控室。主管路上的隔断球阀均应配备缓注开启阀。所有隔断阀的泄漏等级至少应为CLASS VI。

为保证严密，天然气管道上放散、充氮系统应采用双阀隔断，一次门为球阀，二次门为截止阀。

2. 绝缘接头

埋地天然气管道进出地面处均应设置绝缘接头。绝缘接头应为焊接端整体结构。绝缘接头结构主体可为整体锻制或锻制本体与短节（钢板卷制或钢管）焊接连接结构，其内径应与所接管道的内径一致。

绝缘接头须采用将绝缘和密封材料固定于整体结构内的形式。接头内部的所有空腔应充填绝缘密封物质。环形空间的外侧应采用合适的绝缘密封材料密封，以阻止土壤内潮气渗入接头内部。

3. 阻火器

阻火器一般设置在天然气放散口处。

4. 管件

公称压力PN2.5及以下的管道支管连接，在满足补强要求时可采用直接连接，公称压力高于PN2.5的支管连接应采用成型三通连接。

设计压力大于1.6MPa的管道支管连接，当支管直径大于或等于1/2主管道直径时，应采用成型三通连接。

如果天然气管道内侧要求通过清管器或检测仪器，则其弯头的弯曲半径宜按大于或等于4倍的公称直径设置，或提前和清管厂家确认。

第六节 防爆设计

天然气主要成分是甲烷，甲烷比空气轻，相对密度0.6，浮在空气上面，是一种易燃易爆气体，甲烷与人工煤气、液化石油气等同属可燃气体，有易燃易爆的特性，与空气混合达到5%～15%遇火源会发生爆炸，用气场所通风不良也会发生爆炸。空气中含5%～15%浓度的天然气，遇火就会爆炸，其燃点为537℃，火灾危险性为甲类可燃气体。

天然气管道放散管排放口和天然气管道上阀门泄漏点的防爆防火危险区域的划分，遵循GB 50058《爆炸危险环境电力装置设计规范》。

一、释放源级别

释放源是指可释放出能形成爆炸性混合物的物质所在的部位或地点。释放源应按可燃物质的释放频繁程度和持续时间长短分为连续释放源、一级释放源、二级释放源。

（1）连续级释放源：预计长期释放或短时频繁释放的释放源。

（2）第一级释放源：预计正常运行时周期或偶尔释放的释放源，类似下列情况的可划为第一级释放源：

1）在正常运行时会释放易燃物质的泵压缩机和阀门等的密封处。

2）在正常运行时，会向空间释放易燃物质，安装在储有易燃液体的容器上的排水系统。

3）正常运行时会向空间释放易燃物质的取样点。

（3）第二级释放源：预计在正常运行下不会释放，即使释放，也仅是偶尔短时释放的释放源。类似下列情况的可划为第二级释放源：

1）正常运行时不能出现释放易燃物质的泵压缩机和阀门的密封处。

2）正常运行时不能释放易燃物质的法兰连接件和管道接头。

3）正常运行时不能向空间释放易燃物质的安全阀排气孔和其孔口处。

4）正常运行时不能向空间释放易燃物质的取样点。

二、天然气防爆区域划分

天然气管道爆炸危险区域的划分应按释放源级别和通风条件确定，并应符合下列规定。

1. 按释放源的级别划分区域

（1）存在连续级释放源的区域可划为 0 区。

（2）存在第一级释放源的区域可划为 1 区。

（3）存在第二级释放源的区域可划为 2 区。

2. 根据通风条件调整区域划分

（1）当通风良好时，应降低爆炸危险区域等级；当通风不良时应提高爆炸危险区域等级。

（2）当局部机械通风在降低爆炸性气体混合物浓度方面比自然通风和一般机械通风更为有效时，可采用局部机械通风降低爆炸危险区域等级。

（3）在障碍物、凹坑和死角处，应局部提高爆炸危险区域等级。

三、天然气系统防爆设计

天然气管道应设置防静电接地和防静电跨接。

天然气设备系统防爆区域内的所有电气设备（电动机、电加热器、电源盘、柜、就地控制箱、检修箱、照明箱及照明装置、火灾探测器等）均应采用防爆型，防爆等级可根据防爆区域划分区确定。

天然气系统应设置一定数量的泄漏检测仪以及泄漏报警系统。

第七节　天然气管道设计

一、管道布置

（一）一般要求

天然气管道的布置应遵循 GB 50028《城镇燃气设计规范》和 DL/T 5204《发电厂油气管道设计规程》的规定。

天然气管道宜采用架空或直埋敷设，不应采用地沟敷设。应根据天然气特性、环境条件、运行维护及施工等因素，经技术经济比较后确定具体敷设方式。

架空或直埋敷设的天然气管道的布置均需考虑疏放水坡度，其坡度不宜小于 0.003，当坡度方向为逆气流方向时，坡度不宜低于 0.005。

（二）地上管道

地上架空管道的布置可参考中、低压汽水管道。

（三）直埋管道

厂区埋地天然气管道应敷设在当地气候的冻土层以下，且最小覆土厚度［地（路）表面至管顶］不得小于 0.6m，埋设在机动车道下时，最小覆土厚度［地（路）表面至管顶］不得小于 0.9m。

铺设在管沟、设备基础下方或穿越道路的埋地天然气管道应加装套管，套管内径宜比天然气管道外径大 100mm 以上。套管中间填干砂，套管两端应采用柔性的防腐、防水材料密封，确保套管和管道之间不得有金属接触或低电阻接触。直埋敷设的天然气管道，宜设置警示带和路面标志等。

埋地天然气管道的设计温度大于 50℃时，应进行管道应力分析验算，可采用成熟的通用计算软件，如“CAESAR Ⅱ”计算软件进行分析验算。

应力验算的主要工作为：根据不同的土壤特性和埋层深度，验算管道内压、自重和土壤的重力等外载作用下的一次应力及土壤在热胀冷缩下对管道位移限制时所产生的二次应力，判断管道对端点设备产生的推力和力矩在设备的安全承受范围内。

二、管道保温、油漆及防腐

1. 保温

外表面温度大于 60℃的架空天然气管道可考虑设置防烫保温，其防烫保温的设计执行 DL/T 5072《火力发电厂保温油漆设计规程》的规定。

根据城镇燃气的基本特性，露天布置的天然气管道可不考虑设置防冻保温。

外表面温度大于 70℃的埋地敷设的天然气管道宜设置防烫保温。

输送介质温度不超过 100℃的埋地钢质管道防腐保温层应由防腐层—保温层—防护层端面防水帽组成，结构如图 18-5 所示。其防腐保温敷设工艺应执行 GB/T 50538《埋地钢质管道防腐保温层技术标准》的规定。

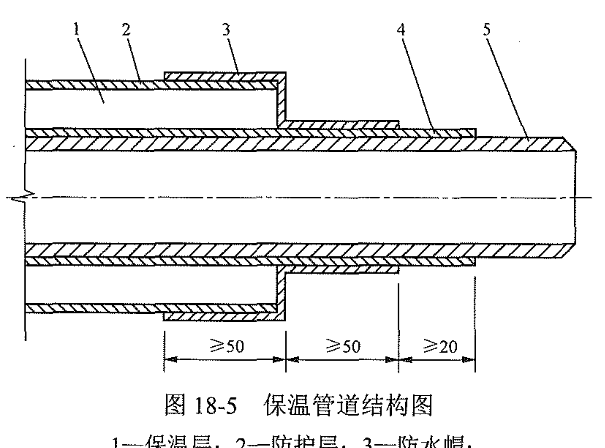


图 18-5　保温管道结构图

1—保温层；2—防护层；3—防水帽；4—防腐层；5—管道

埋地钢质管道防腐保温层的涂层工艺应在工厂内完成预制，不得在现场进行涂敷。

埋地管道防腐保温层的防腐层、保温层、防护层和端面防水帽材料及性能的要求按 GB/T 50538《埋地钢质管道防腐保温层技术标准》的规定。

2. 油漆

架空天然气管道油漆设计执行 DL/T　5072《火力发电厂保温油漆设计规程》的规定。

3. 防腐

（1）普通防腐。埋地天然气管道的外表面防腐及防腐之前的表面处理要求，执行 GB/T 21447《钢质管道外腐蚀控制规范》的规定。

架空天然气管道的外表面防腐涂层及防腐之前的表面处理要求，执行 DL/T　5072《火力发电厂保温油漆设计规程》和 GB 50264《工业设备及管道绝热工程设计规范》的规定。其管道外表面的涂层材料，应根据当地大气腐蚀环境情况确定。

当管道内侧有积水或污物时，应及时进行清管作业，清管装置可采用清管球、皮碗清管器或其他类型清管器，辅以清管器发射和接收装置。

埋地天然气管道的防腐，应采用三层结构的聚乙烯防腐层（3 层 PE），其防腐层的涂层工艺过程应在涂敷厂内完成预制，并应符合 GB/T 23257《埋地钢质管道聚乙烯防腐层》的相关要求；天然气管道的防腐不得在现场进行涂敷。

（2）阴极保护防腐。埋地天然气管道同时应采用阴极保护措施联合防腐（电厂区域的其他埋地管道，其区域内的土壤电阻率小于 20Ω•m 时，埋地钢管也应采用防腐涂层和阴极保护联合防腐）。天然气管道的阴极保护执行 GB/T 21448《埋地钢质管道阴极保护技术规范》的规定。

实施阴极保护的天然气管道与未保护的设施（设备或管道）之间应实现电绝缘。可通过设置绝缘接头或绝缘法兰等形式实施。绝缘接头的内径与所接管道的内径一致。天然气场站进出地面管道均应设置绝缘接头。

阴极保护有外加电流法和牺牲阳极法两种。根据电厂天然气管道的特点，一般选用牺牲阳极保护法。外加电流法一般用于厂外长距离输气管道，电厂内较少采用。

第八节　检验与试验

天然气管道的检验和试验执行 GB/T 20801.5《压力管道规范　工业管道》“第 5 部分　检验与试验”的要求。天然气管道安装完毕后应采用清水作为介质进行压力试验，试验压力为设计压力的 $1.5ps_1/s_2$ 倍（p 为设计压力，s_1 为试验温度下管子的许用应力，s_2 为设计温度下管子的许用应力）；压力试验合格后应进行泄漏试验，试验介质采用空气，试验压力为设计压力。

埋地天然气管道，如果不采用水介质做压力试验，根据 GB/T 20801.5 也可采用空气作为介质进行压力试验。天然气管道安装完毕后可采用空气作为介质进行压力试验，试验压力为设计压力的 1.15 倍；压力试验合格后应进行泄漏试验，试验介质采用空气，试验压力为设计压力。

直埋管天然气管道的敷设及回填的验收执行 CJJ33《城镇燃气输配工程施工及验收规范》的规定。

第十九章

压缩空气系统设计

第一节　系　统　说　明

仪用压缩空气主要供气动执行机构和仪表运行时驱动用压缩空气，仪用压缩空气系统的功能是从大气吸入空气，经压缩与净化干燥处理，然后输送至仪用用气点区域母管接口，提供符合用气点各综合指标需求的压缩空气，同时在气源系统故障时能保证用气点一定时间的耗量，能够满足安全停机时的用气要求。

厂用压缩空气主要供机组检修时设备用气，同时应考虑兼供机组运行时用于燃油雾化、锅炉本体吹灰、锅炉等离子点火、布袋除尘器反吹、空气预热器吹扫和其他附属设备用气等。厂用压缩空气系统的功能是从大气吸入空气，经压缩与净化干燥处理，然后输送至厂用的用气点，提供符合用气点各综合指标需求的压缩空气，同时在气源系统故障时能保证用气点一定时间的耗量。

一、系统设计范围

仪用压缩空气系统的设计范围从空气压缩机吸气口至用气点区域母管接口。厂用压缩空气系统的设计范围从空气压缩机吸气口至用气点。除灰压缩空气系统的设计范围从空气压缩机吸气口至储气罐出口。

二、原始输入条件的基本要求

仪用、厂用压缩空气系统的设计原始输入数据应包括：

（1）电厂所在地的环境气象条件（包括环境温度、湿度、大气压）。

（2）各用气点的空气参数需求（包括用气压力、温度、用气量、空气品质等）。

（3）各用气点的用气时间、用气过程特点（包括对供气的稳定性和调节性要求）。

（4）电厂辅机冷却水系统条件（包括冷却水系统的水温、供水距离和冷却水水质）。

三、压缩空气的品质要求

仪用、厂用压缩空气系统设计需要达到的主要性能指标包括能连续提供的压缩空气温度、压力、流量和品质，以及在气源系统设备故障时能保证用户用气耗量的时间。

仪用压缩空气的供气质量应符合 GB/T 4830《工业自动化仪表　气源压力范围和质量》中的有关规定，主要性能指标参考如下：

仪用压缩空气温度：不大于 45℃；

仪用压缩空气压力露点：比工作环境最低温度低10℃；

仪用压缩空气含尘粒径：小于 3μm；

仪用压缩空气油分含量：小于 10mg/m^3（约为8ppm），25℃，一个大气压状态下。

厂用压缩空气对品质一般无特殊要求，主要性能指标可参考如下要求控制：

厂用压缩空气温度：不大于 45℃；

厂用压缩空气含尘量：小于 1mg/m^3；

厂用压缩空气油分含量：小于 12mg/m^3（约为10ppm），25℃，一个大气压状态下。

四、系统设计参数确定

125、300、600、1000MW 等级机组，压缩空气系统采用全厂公用或者两台机组共用一套，空气压缩机组宜采用同形式、同容量的空气压缩机。压缩空气系统的流量应按各用气设备、用气点的最大耗气量计算，厂用压缩空气系统流量应以最大耗气时段各用气设备、用气点耗气量的总量为依据确定，压缩空气系统的工作压力应取用气设备用气压力和管道供气压降之和，并考虑 20%压力裕量，压缩空气系统从空气压缩机出口到最远用气点的管道压降不宜大于系统工作压力的 10%。

五、系统运行说明

压缩空气系统对需要空气操纵的阀门供给品质满足要求的仪用空气压缩空气，在电厂检修期间提供所需的各种用途的厂用压缩空气。系统对需要高品质的仪用压缩空气的设备提供干燥不含油的空气。

系统对厂用空气系统及仪用空气系统连续提供压缩空气。

空气压缩机通过入口消声过滤器吸入空气。空气在空气压缩机内经过压缩，并通过一套中间冷却器直到所要求的排气压力。空气压缩机出口的压缩空气通过一套串联的后冷却器和汽水分离器以除尘、除湿，并通过疏水器排出所携带的水分等后处理流程后达到上文所述的仪用压缩空气品质。不经过后处理的压缩空气可用作厂用压缩空气。空气压缩机排气支管接到连通仪用空气储气罐和厂用空气储气罐的母管上，每台储气罐单独供给一个排气阀和疏水阀门。

当空气压缩机后冷却器进口冷却水温38℃、空气压缩机进空气温度不高于40℃、排气压力（表压）不低于0.8MPa时，空气压缩机能正常运行，空气压缩机出力不小于额定出力，空气压缩机润滑油的回油温度不超过70℃。

油气分离器保证空气压缩机出口空气中的含油量控制在2.5μL/L以下，气体含尘颗粒直径不大于1μm，出口空气在排气压力下的露点不高于6℃。

空气压缩机入口装设高效率的空气滤清器或组合式消声过滤器，并保证空气通过过滤器的最大流速不大于1.0m/s，压力损失不大于100Pa。

仪用空气储气罐总容量能满足全厂或供气单元不小于5min的耗气量。

储气罐的压力（表压）应维持在0.6～0.8MPa。

第二节 常见系统设计方案

一、设计原则

300MW及以上机组仪用和厂用压缩空气系统及其空气压缩机宜两台机组合用一套供气单元，经技术经济比较合理时，也可多台机组合用一套供气单元。200MW及以下机组宜全厂合用一套压缩空气系统。仪用和厂用压缩空气系统的空气压缩机组宜合并设置，但两系统的干燥净化装置、储气罐和供气管道应分开设置。用气集中且远离空气压缩机房的用气点，宜采取稳压措施。

二、仪用、厂用压缩空气合并系统设计方案

对于仪用、厂用两种压缩空气合并系统设计方案，系统流程图如图19-1所示。

对于125、300、600、1000MW等级机组，一个供气单元内设四台同形式、容量的空气压缩机。四台空气压缩机中三台为仪用专用，两运一备，即两台空气压缩机正常运行能满足两台机组仪用气的最大连续用气量，一台为仪用运行备用。除此之外，另一台空气压缩机公用，即兼作仪用检修备用与厂用。对于1000MW等级机组，也可考虑设置5～6台40m³/min的空气压缩机，系统内所有空气压缩机并联布置，在每台空气压缩机的出口设有止回阀和关断阀，用于避免空气回流与检修隔离。仪用空气压缩机与厂用空气压缩机出口分别与仪用和厂用压缩空气母管相联，两根母管也联通，并在位于仪用与厂用气母管联通管上设电动隔离阀，以满足切换空气压缩机分别承担仪用检修备用与厂用功能的需要。仪用气系统包括干燥净化装置、仪用储气罐、仪用供气系统等，厂用压缩空气不宜设干燥净化装置，包括厂用储气罐、厂用供气系统。仪用压缩空气经母管后进入干燥净化装置，进行空气的除油、除尘过滤以及干燥。125～600MW等级机组，干燥净化装置配置数量宜为两运一备，1000MW等级机组，可采用两运一备或三运一备，运行的干燥净化装置总容量与运行空气压缩机总容量相匹配，形式可采用吸附式或冷冻吸附式组合。每套干燥净化装置的入口设手动隔离阀，600、1000MW等级机组可采用电动，以满足运行中的切换需要，出口设关断阀以及止回阀，满足检修隔离和防止下游储气罐空气倒回。干燥净化装置出口设压缩空气母管联通后再进入仪用储气罐，储气罐一般采用立式，进出口设隔离阀，罐体底部设疏水阀，上部设安全阀。仪用储气罐出口后采用母管（单母管或双母管）联通，然后通过管道输送至仪用用气点区域母管接口，对瞬时用气量较大或对用气稳定性有较高要求的用户，在接口前设置缓冲稳压装置，可采用设置小储气罐或布置大母管的方式。

厂用压缩空气由空气压缩机出口母管进入储气罐后，相关内容的设计方案和仪用气基本相同，厂用储气罐一个供气单元内一般配置一台，体积和形式可与单台仪用储气罐相同。

三、仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统设计方案

仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统流程图如图19-2所示。

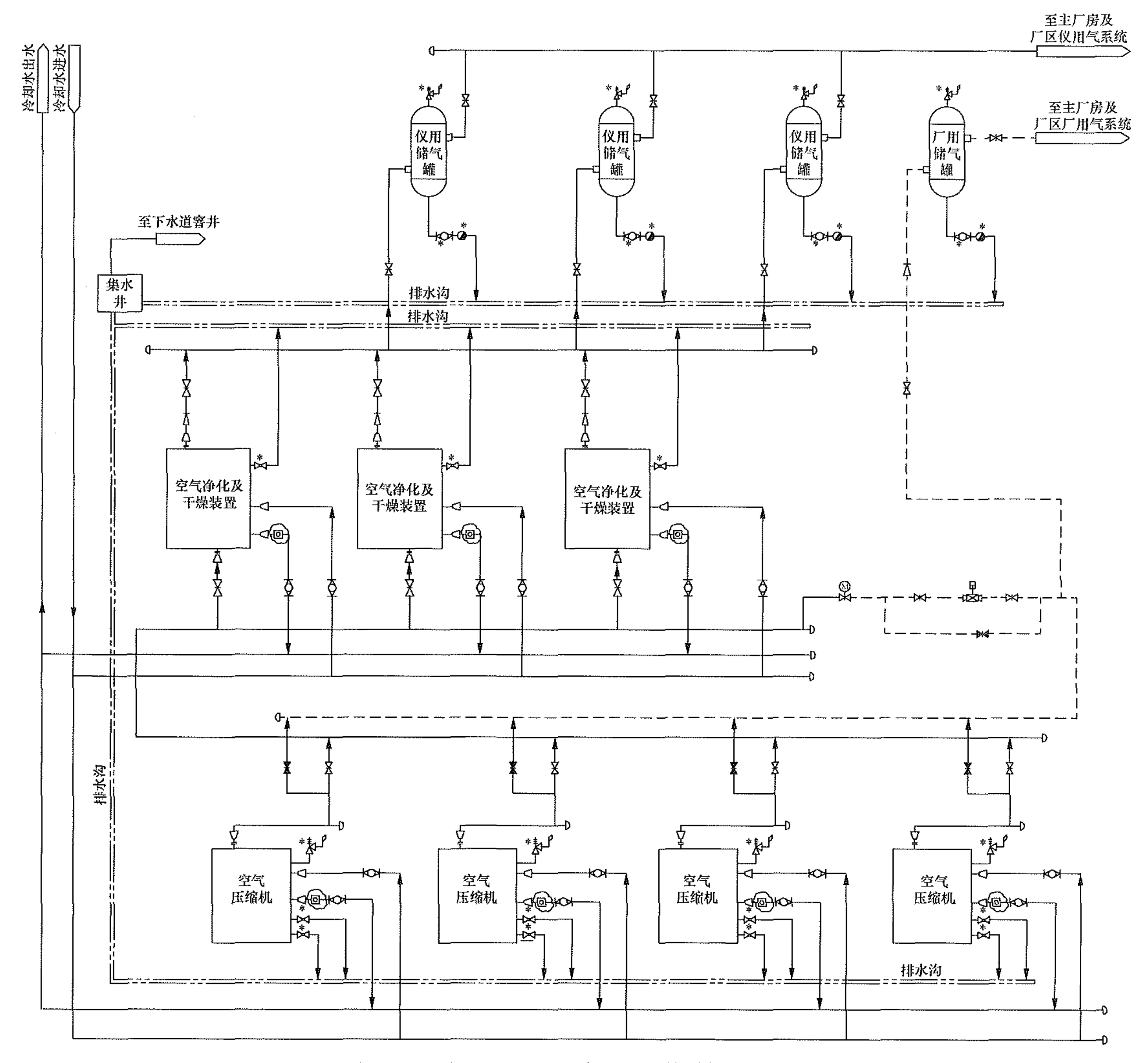


图 19-1 仪用、厂用压缩空气合并系统流程图

仪用、厂用、除灰用三种系统合并的方案和仪用、厂用合并规划设计的方案主要差别在于空气压缩机出口母管前的设计。空气压缩机出口母管后，仪用、厂用和除灰用的干燥、储存以及输送系统分别设置。三种系统合并的设计有以下两种方案：

（1）方案 A：系统内所有空气压缩机出口采用母管连通，但通过加隔离阀将系统运行分开，仅将仪用检修备用、厂用以及除灰用备用空气压缩机三者考虑为公用备用，通过隔离阀来进行切换以达到公用空气压缩机作为不同系统的备用功能。正常运行时仪用空气压缩机与除灰空气压缩机通过隔离阀系统分开运行；设备故障时，通过阀门切换到备用空气压缩机。从母管引出不同用途的仪用及除灰输送用气支管分别进入各自的空气干燥设备、储气罐，最终供气至不同的用户。

（2）方案 B：系统内所有空气压缩机采用出口大母管，然后分别向各用气点供气。依据各专业的气量要求分析计算压缩空气总容量（如最大/最小用气量、平均用气量等），厂用气部分不经干燥净化处理直接供使用，采取快速切断供应措施（设智能压力/流量控制器或流量孔板），仪用气部分控制设止回阀防止倒流，除灰输送用气部分设控制压力和流量的措施（设智能压力/流量控制器或流量孔板）。在厂用气和气力输送进气管道上配置流量孔板，在孔板前后设置压力测定装置，在孔板后的压力与孔板前的压力比达到一定临界值时进行限制流量，以免影响仪用气的流量和压力。这种系统方案空气压缩机不需经常切换且可任意一台作为备用，但容易由于除灰系统的运行压力与仪用气压力要求不同而对仪用气正常运行的干扰，而对气力输送管道上配置流量孔板，使孔板后的压力与孔板前的压力比达到临界值时对输送用气进行限制流量，影响气力输送的可靠运行。

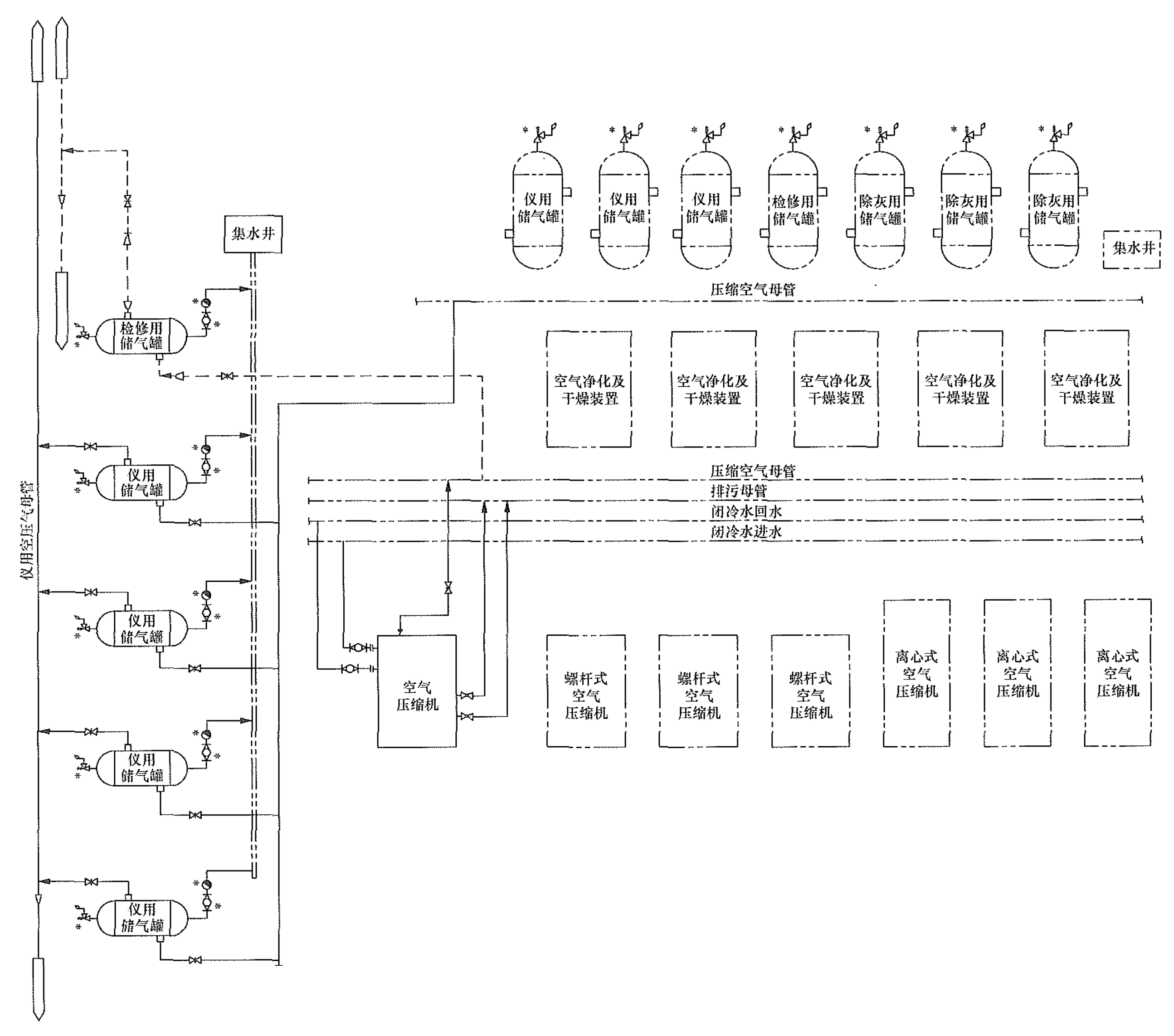


图 19-2 仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统流程图

推荐采用方案 A，即系统运行分开、公共备用空气压缩机的方式。

四、主厂房压缩空气系统设计

仪用空气储气罐的排气母管分成两路，一路到汽机房，一路到锅炉房。汽机房的仪用压缩空气母管在汽机房敷设成环管，并在汽机房各层设有用气点的支管。并设置 $3m^3$ 储气罐，为汽轮机抽汽止回门和汽轮机本体提供仪用气。锅炉房的仪用压缩空气母管在锅炉房敷设成环管，并在锅炉房各层设有用气点的支管，同时向脱硫吸收区提供仪用气。

厂用空气储气罐的排气母管分成两路，一路到汽机房，一路到锅炉房。汽机房的厂用压缩空气母管在汽机房敷设成环管，并在汽机房各层设有用气点的支管。锅炉房的厂用压缩空气母管在锅炉房敷设成环管，并在煤仓间及锅炉房各层设有用气点的支管，并设置 $6m^3$ 储气罐，为空气预热器气动马达提供厂用气。同时还向炉底渣系统，炉后的电气除尘器、引风机和脱硫吸收区域提供厂用气。

第三节 联锁条件

一、仪用、厂用两种压缩空气合并系统联锁条件

仪用、厂用两种压缩空气合并系统运行控制要求如下：

（1）仪用空气压缩机两台正常运行，一台备用。当运行中的仪用空气压缩机故障或仪用储气罐出口母管压力低，则启动仪用备用空气压缩机。当启动仪用备用空气压缩机后，储气罐出口母管压力仍低，则启动厂用（兼作仪用检修备用）空气压缩机，通过系统间的隔离阀，由厂用（仪用检修备用）空气压缩机向仪用系统供气。

（2）仪用与厂用连通管电动隔离门（一个）及厂用储气罐入口电动隔离门（一个)。两个电动隔离门用

作厂用（仪用检修备用）空气压缩机向仪用供气或向厂用供气的切换。正常运行时前者关闭，后者开启，向厂用供气；当仪用空气压缩机故障或仪用储气罐出口母管压力低，厂用（仪用检修备用）空气压缩机启动时，则前者开启，同时后者关闭。

（3）干燥净化装置及入口电动隔离门（三台）。三套仪用空气干燥净化装置可互为切换，正常两台运行，一台备用。入口电动门用于隔断仪用空气与相应的干燥净化装置。入口电动门的运行控制根据干燥净化装置运行与否联锁启闭。

二、仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统联锁条件

仪用、厂用、除灰用压缩空气合并系统（接上文方案A）运行控制要求如下：

空气压缩机的控制及空气压缩机间联锁启停在机组 DCS 或除灰程控系统中实现，根据空气管道压力设定值自动启停空气压缩机。系统运行控制要求如下：

（1）仪用空气压缩机两台正常运行，一台备用。当运行中的仪用空气压缩机故障或仪用储气罐出口母管压力低，则启动仪用备用空气压缩机。当启动仪用备用空气压缩机后，储气罐出口母管压力仍低，则启动杂用（仪用、除灰用公共备用）空气压缩机，通过系统间的隔离阀，由杂用（仪用、除灰用公共备用）空气压缩机向仪用系统供气。除灰用空气压缩机四台正常运行，当除灰用空气压缩机故障或除灰用储气罐出口母管压力低，且仪用储气罐出口母管压力正常时，则通过系统间的隔离阀，由公共备用空气压缩机向除灰用空气压缩机供气。

（2）仪用与杂用、杂用与除灰用连通管电动隔离门（各一个）、杂用储气罐入口电动隔离门（一个）用作杂用（仪用、除灰用公共备用）空气压缩机分别向杂用、仪用、除灰用供气切换。当公用空气压缩机不需要向仪用、除灰用供气时，连通管上电动隔离门关闭，杂用储气罐入口电动门开启；当公用空气压缩机需要向仪用供气时，仪用与杂用连通管电动隔离门开启，同时其他两电动门关闭；当公用空气压缩机需要向除灰用供气时，除灰用与杂用连通管电动隔离门开启，同时其他两电动门关闭；当公用空气压缩机需要同时向仪用、除灰供气时（即仪用、除灰用储气罐出口母管压力均低时），仪用与杂用连通管电动隔离门开启，同时其他两电动门关闭。

（3）当任一干燥装置设备故障，打开备用干燥净化装置入口电动门，启动备用设备。

第四节　设　计　计　算

一、排气量计算

空气压缩机的总排气量系指运行空气压缩机的总排气量之和，不包括备用空气压缩机，运行总排气量应满足系统出力计算容量加干燥装置再生气损之和。压缩空气的耗气量应考虑各用气设备、用气点的实际压力，当其压力不同时，应折算到相同压力下的耗气量。

压缩空气系统的流量应按各用气设备、用气点的最大耗气量计算。

（1）仪用压缩空气系统流量应以设备、阀门最大耗气量为依据，按式（19-1）计算。

$$Q = k_1 \sum Q_c \tag{19-1}$$

式中　Q——压缩空气计算流量，m^3/min；

k_1——损耗系数，可取 1.5（包括管道泄漏损失 20%，设备摩擦损失和老化后增加消耗 20%，设备用气量数据误差 10%）；

$\sum Q_c$——各工艺设备、阀门最大耗气量总量，m^3/min。

（2）厂用压缩空气系统流量应以最大耗气时段各用气设备、用气点耗气量的总量为依据，按式（19-2）、式（19-3）计算。

$$Q = k_2 \sum_{i=1} k_i Q_i \tag{19-2}$$

$$k_i = \frac{Q_{av}}{Q_{max}} \tag{19-3}$$

式中　k_2——损耗系数，可取 1.3～1.5；

k_i——备用气设备、用气点的流量系数；

Q_i——各用气设备、用气点的最大耗气量，m^3/min；

Q_{av}——设备在用气时间的平均流量，m^3/min；

Q_{max}——取值为设备在同一用气时间的最大流量，m^3/min。

（3）高海拔地区由于空气稀薄，绝对压力低，在环境温度不变的条件下，空气压缩机在某个海拔下的实际排气量，与当地的绝对大气压成正比，即海拔越高，空气压缩机的实际排气量越小。

二、压缩空气管路管径计算

（1）压缩空气供气管道管径按式（19-4）、式（19-5）计算。

$$D_i = 18.81\sqrt{\frac{Q_w}{v}} \tag{19-4}$$

$$Q_w = \frac{Q_s(273+t)}{9.8 \times 273 \times p} \quad (19\text{-}5)$$

式中　D_i——管子内径，mm；

v——压缩空气在工作状态下的流速，m/s；

Q_w——压缩空气在工作状态下的体积流量，m^3/h；

Q_s——压缩空气基准体积流量（在绝对压力101.3kPa，温度0℃状态下），m^3/h；

p——压缩空气的工作压力，MPa；

t——压缩空气的工作温度，℃。

（2）压缩空气系统的介质流速应根据工作压力、管道允许压力降和工作场所选择，可按表19-1取值。

表19-1　推荐的压缩空气管道介质流速

工作场所	介质流速（m/s）	
	仪用压缩空气	厂用压缩空气
主厂房、车间	10～15	8～15
厂区	10～12	8～10

三、储气罐总容积计算

仪用压缩空气系统储气罐的容量，应能维持不小于5min运行的耗气量，可按式（19-6）计算。

$$V=\tau Q_i(273+t)/[9.8\times 273\times (p_1-p_2)] \quad (19\text{-}6)$$

式中　V——仪用储气罐总容积，m^3；

τ——维持运行耗气量的时间，应取用不小于5min；

Q_i——仪用各用气设备、用气点单位时间内的最大连续用气量总量，m^3/min；

p_1——仪用压缩空气的正常工作压力，MPa；

p_2——仪用压缩空气的最小工作压力，MPa；

t——环境最高温度，℃。

第五节　设备及管道组成件选型

一、空气压缩机的选型及配置

1. 一般选型配置要求

压缩空气系统在同一供气单元内，宜采用同型式、同容量的空气压缩机。

空气压缩机宜选用螺杆式，当单台空气压缩机配置容量较大时，经技术经济比较也可选用离心式。每一个供气单元宜设置一台检修备用和一台运行备用的空气压缩机；当仪表与控制用空气压缩机和除灰气力输送用空气压缩机合并设置时，其中一台除灰气力输送用备用空气压缩机可作为公共备用。

运行仪用空气压缩机的总排气量应满足机组最大连续用气量的要求，其出口压力不应小于系统工作压力的105%。

螺杆式空气压缩机宜选用水冷，在缺水地区或供水距离较远时，可选用风冷。

离心式空气压缩机的工作点应靠近设计工况点，多台离心式空气压缩机并联运行时应考虑机组之间性能协调，避免出现喘振。

空气压缩机的吸气口应设置消声过滤装置，过滤后的空气中含尘量应小于$1mg/m^3$。

空气压缩机的噪声值应满足相关要求，螺杆式空气压缩机的噪声声功率级不应大于表19-2的规定。

表19-2　螺杆式空气压缩机的噪声声功率级

公称容积流量（m^3/min）	噪声声功率级 L_{WA}［dB（A）］		
	固定式　水冷		移动式　风冷
	有隔声罩	无隔声罩	
3	95	105	112
6	97	107	114
10	98	108	115
12	99	109	116
16	100	110	117
20	101	111	118
25	102	112	119
30	103	113	120
40	104	114	121
50	105	115	122
60	106	116	123
100	107	117	124

振动值应满足GB/T 7777《容积式压缩机机械振动测量与评价》及JB/T 6430《一般用喷油螺杆空气压缩机》的相关要求。详见表19-3。

表19-3　容积式压缩机机械振动评价

振动烈度	振动速度有效值的最大值	
	>	≤
0.112	0.071	0.112
0.18	0.112	0.18
0.28	0.18	0.28

续表

振动烈度	振动速度有效值的最大值	
	＞	≤
0.45	0.28	0.45
0.71	0.45	0.71
1.12	0.71	1.12
1.8	1.12	1.8
2.8	1.8	2.8
4.5	2.8	4.5
7.1	4.5	7.1
11.2	7.1	11.2
18.0	11.2	18.0
28.0	18.0	28.0
45.0	28.0	45.0
71.0	45.0	71.0
112.0	71.0	112.0

2. 仪用、厂用两种压缩空气系统合并设计时选型配置要求

每两台 125、300、600、1000MW 等级机组（可作为一个供气单元）宜设四台同型式、同容量的空气压缩机。单台空气压缩机容量宜分别为 10、20、40、60m³/min 四种等级，型式采用螺杆式压缩机。四台空气压缩机中三台为仪用专用，两运一备，即两台空气压缩机正常运行能满足两台机组仪用气的最大连续用气量，一台为仪用运行备用。除此之外，另一台空气压缩机公用，即兼作仪用检修备用与厂用。对 2×1000MW 等级机组，也可设置五台容量为 40m³/min 等级的螺杆式压缩机，其中三台（仪用）空气压缩机正常运行能满足两台机组仪用气的最大连续用气量，另设一台仪用运行备用，一台仪用检修备用和厂用公用。

3. 仪用、厂用、除灰用三种压缩空气系统合并设计时选型配置要求

仪用、厂用、除灰用选择同型式、同容量的空气压缩机。仪用、厂用系统空气压缩机的配置常见方案根据机组容量等级，与上文第 2 条相同。除灰用空气压缩机配置的数量根据工艺需求确定。仪用检修备用、厂用、除灰备用的公共空气压缩机数量一般设置一台，当供气单元内运行的仪用空气压缩机 4 台及以上或除灰用空气压缩机的运行台数 3 台及以上时，可考虑增加公共备用空气压缩机的数量。

二、空气干燥装置的选型及配置

仪用压缩空气系统应设置干燥净化装置，厂用压缩空气系统不宜设置干燥净化装置；当仪用、厂用和除灰用压缩空气均需设置干燥净化装置时，各系统的干燥净化装置宜分设。

压缩空气干燥净化装置的容量应与运行空气压缩机的容量相匹配，一台空气压缩机宜配一套压缩空气干燥净化装置，也可两台空气压缩机配一套空气干燥净化装置。仪用压缩空气系统，宜设置一套备用的空气干燥净化装置。

仪用压缩空气系统干燥装置出口后的压缩空气压力露点，应比工作环境最低温度至少低 10℃，干燥装置的选型参数应按极端最大湿度条件下能满足出口露点温度的要求来确定。干燥装置的出口可设置湿度监视仪表（湿度计或露点仪）。

压缩空气干燥装置的型式可选择冷冻式干燥机、无热再生吸附式干燥机、微热再生吸附式干燥机、组合式（如冷冻式与微热再生吸附式干燥机的组合）。当压缩空气的压力露点要求在 10℃以上时，可选择冷冻式干燥机，当压力露点要求在 10℃以下时，可选用吸附式或组合式干燥机。仪用压缩空气系统经干燥净化后的压缩空气，应满足用气点要求。当少数用气点对空气品质要求较高时，可单独设置相应过滤精度的终端过滤器。压缩空气进入干燥装置前，其含油量应符合干燥装置的要求。压缩空气系统的干燥及净化装置均应配置自动排水器。

三、储气罐的选型及配置

压缩空气系统应设置储气罐，仪用、厂用储气罐应分开设置，储气罐的设计参数应取用空气压缩机出口的最高排气压力和最高排气温度。仪用压缩空气系统的储气罐不应少于 2 个。储气罐的容量应能维持在全部空气压缩机停用时不小于 5min 机组最大连续用气量。储气罐本体及内部装置具有足够的强度和刚度，并保证在各种运行工况下，内部装置完好无损。储气罐母材材质为 Q345R。仪用储气罐（包括法兰接口）应内衬不锈钢（不低于 1.5mm，材质为 06Cr19Ni10 或相当材质）。检修用储气罐内表面采用内衬不锈钢（不低于 1.5mm，材质为 06Cr19Ni10 或相当材质），储气罐的设计、制造应符合 GB 150《压力容器》的有关规定，罐体上应装设安全阀。储气罐与供气总管之间，应装设切断阀。储气罐应设置人孔，底部应设自动排水设施。

四、管道组成件选型

1. 管道的选型

（1）压缩空气管道的设计参数应取用空气压缩机出口的最高排气压力和最高排气温度。

（2）厂用压缩空气管道宜采用碳钢管，公称尺寸

小于 DN50 时可采用符合 GB 3091《低压流体输送用焊接钢管》标准的管道。

（3）仪用压缩空气管道应采用不锈钢管或紫铜管，管道上的附件宜采用不锈钢材料制作，软管接头应选用标准接头。

（4）压缩空气管道的管径应根据输送的空气流量、比热容及推荐的介质流速计算确定。

（5）根据管径壁厚计算结果，按相应标准选取压缩空气管道规格。

（6）空气压缩机的吸气管道管壁厚度不应小于 5mm，介质流速不高于 6m/s，吸气管应有防震措施，避开共振区，并在穿墙处设防震套管。

2. 阀门选型及配置

阀门选型应满足如下要求：

（1）阀门的参数选取不应低于管道的设计参数，阀门材质选择应与连接管道材质相匹配。

（2）压缩空气管道上的隔离阀宜为全通径式，其型式可根据通径的大小选择闸阀、截止阀或球阀。当通径小于或等于 DN50 时，宜选择截止阀；当通径大于 DN50 时，宜选择闸阀；当要求迅速开启或关闭时，可选用球阀。

（3）压缩空气管道上的止回阀形式应根据布置位置，选择升降式或旋启式。

（4）压缩空气管道上的疏水阀型式宜选用适用于空气介质的自动疏水阀。

（5）厂用压缩空气管道上宜采用碳钢阀门。

阀门的配置应满足如下要求：

（1）空气压缩机出口应设置隔离阀与止回阀。

（2）对于仪用、厂用两种压缩空气系统合并系统设计，在仪用、厂用气系统间设置电动隔离阀，满足在仪用空气系统压力低时由厂用向仪用系统供气和备用空气压缩机的切换。对于仪用、厂用、除灰用三种系统合并系统设计，宜设置电动隔离阀将系统运行分开，公共备用空气压缩机时，应设置电动隔离阀满足切换备用功能的需要；电动隔离阀可设置在空气压缩机出口母管连接处及杂用储气罐入口。

（3）仪用空气压缩机出口母管与杂用或除灰用空气压缩机出口母管连接处，宜设置止回阀。

（4）干燥净化装置、储气罐进出口应设置隔离阀满足切换与检修需要。

（5）干燥净化装置出口应设置止回阀，避免下游的压缩空气倒回。

（6）厂用压缩空气管道应根据布置情况，在管道的高位与低位分别设置水压试验放气放水阀。

第二十章

烟气治理系统设计

火力发电厂烟气主要成分为N_2、O_2、颗粒物、CO_2、CO、SO_2、SO_3、氮氧化物（NO_x）、水蒸气、硫化氢等，另外还有少量氨、挥发性有机物和重金属等。除了氮气与氧气，其他成分在不同程度对环境造成一定的污染，其中SO_3一部分来自于大气中的SO_2氧化，SO_3与烟气中的水蒸气结合形成硫酸，有较强的腐蚀性；NO在空气中容易被O_3和光化学作用氧化成NO_2，NO_2溶于水生成硝酸和亚硝酸，具有腐蚀性，并对人体造成伤害；汞是一种重金属污染物，在生物体内累积效应和对生物体神经系统的强烈毒害，以及在大气、海洋中的全球性迁移，已受到世界各国普遍关注；二氧化碳作为一种温室气体，影响全球的气候变化。

火力发电厂烟气污染物控制是我国大气污染综合防治的重要组成部分。本章对火力发电厂的脱硫系统、脱硝系统、烟气脱汞系统、二氧化碳脱除系统以及烟气协同治理系统的设计做详细说明。有关烟气除尘方面的内容，请见本手册第十四章和第二十九章。

第一节 脱 硫 系 统

火力发电厂烟气脱硫系统是指利用吸收剂脱除锅炉烟气中SO_2的装置，脱硫系统按吸收剂在反应过程中的干、湿状态分为以下三类。

（1）湿法脱硫，是指采用含有吸收剂的浆液在湿态下完成脱硫和副产物处理的系统，主要有石灰石-石膏湿法脱硫、海水脱硫和湿式氨法脱硫等。

（2）干法脱硫，是指脱硫工艺均在干态下完成的系统，主要有炉内喷钙脱硫等。

（3）半干法脱硫，是指在湿态下完成脱硫反应，在干态下处理副产物的系统，主要有烟气循环流化床脱硫、旋转喷雾干燥法脱硫和炉内喷钙加尾部增湿活化法脱硫等。

目前，在众多的脱硫工艺系统中，石灰石-石膏湿法脱硫是主流的烟气脱硫系统，脱硫效率高，技术最为成熟和可靠，广泛应用于国内外大中型机组；海水脱硫适用于海滨电厂，脱硫效率较高，技术成熟，在大中型机组应用也较为广泛。而烟气循环流化床脱硫（CFB-FGD）、氨法脱硫等其他工艺主要应用于中小型机组，目前技术发展也较快。本手册主要涉及石灰石-石膏湿法和海水脱硫。

一、石灰石-石膏湿法脱硫系统

（一）系统说明

石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺采用碱性的石灰石浆液作为脱硫吸收剂，从烟气中脱除SO_2，脱硫反应产生硫酸钙和亚硫酸钙，经强制氧化生成石膏（二水硫酸钙），经过浓缩及脱水处理后的脱硫石膏具有综合利用价值。该工艺具有技术成熟、煤种适用范围广、脱硫效率高、吸收剂易获得、副产物可综合利用等特点，脱硫效率可达95%以上。

湿法脱硫工艺系统主要由吸收剂制备系统、烟气系统、二氧化硫吸收系统、副产物处置系统、脱硫工艺用水系统、浆液排放与回收系统等组成，典型的系统流程图如图20-1所示。

1. 吸收剂制备系统

当采用石灰石块作为吸收剂，石灰石块由汽车运输进厂且采用湿磨制浆方式制备吸收剂时，系统包括石灰石块卸料及储存系统、湿磨制浆系统、石灰石浆液供应系统；当吸收剂采用石灰石块，由汽车运输进厂且采用干磨制粉和配浆方式制备吸收剂时，系统包括石灰石块卸料及储存系统、干磨制粉系统、石灰石粉配浆系统、石灰石浆液供应系统；当吸收剂采用石灰石粉、由密封罐式汽车运输进厂时，系统包括石灰石粉卸料及储存系统、石灰石粉配浆系统、石灰石浆液供应系统。

典型石灰石块卸料及储存系统图如图20-2所示。石灰石块由自卸汽车运输至电厂脱硫制浆楼，卸入卸料斗，经给料机输送，除铁器、破碎机（如果需要）处理后，由斗提机提升至石灰石仓储存。

典型石灰石粉卸料及储存系统图如图20-3所示。石灰石粉由自卸密封罐车运输至电厂脱硫区域，由罐车自带的气力卸料系统卸入石灰石粉仓储存。粉仓设有流化风机和电加热器组成的流化系统。

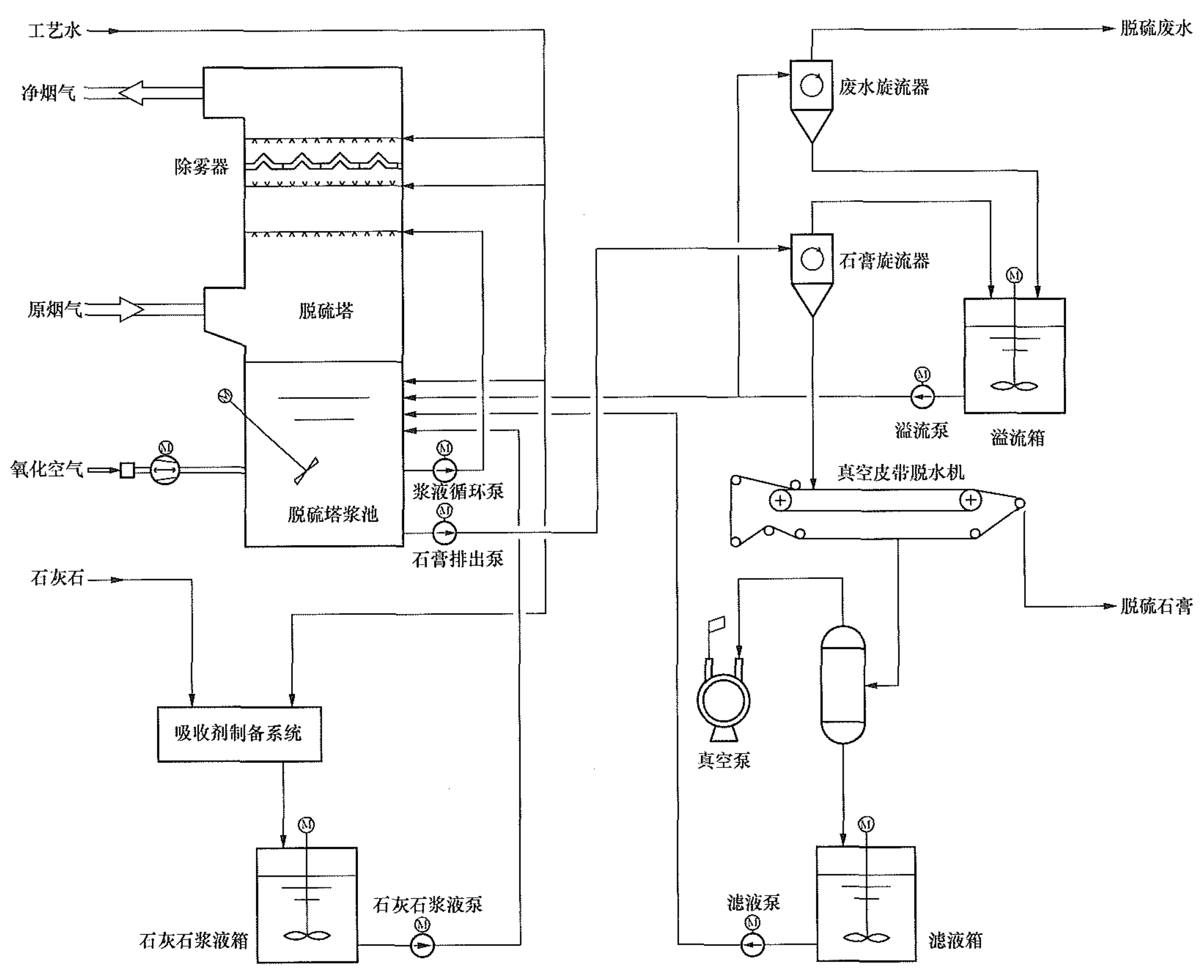


图 20-1 典型石灰石-石膏湿法脱硫系统工艺流程图

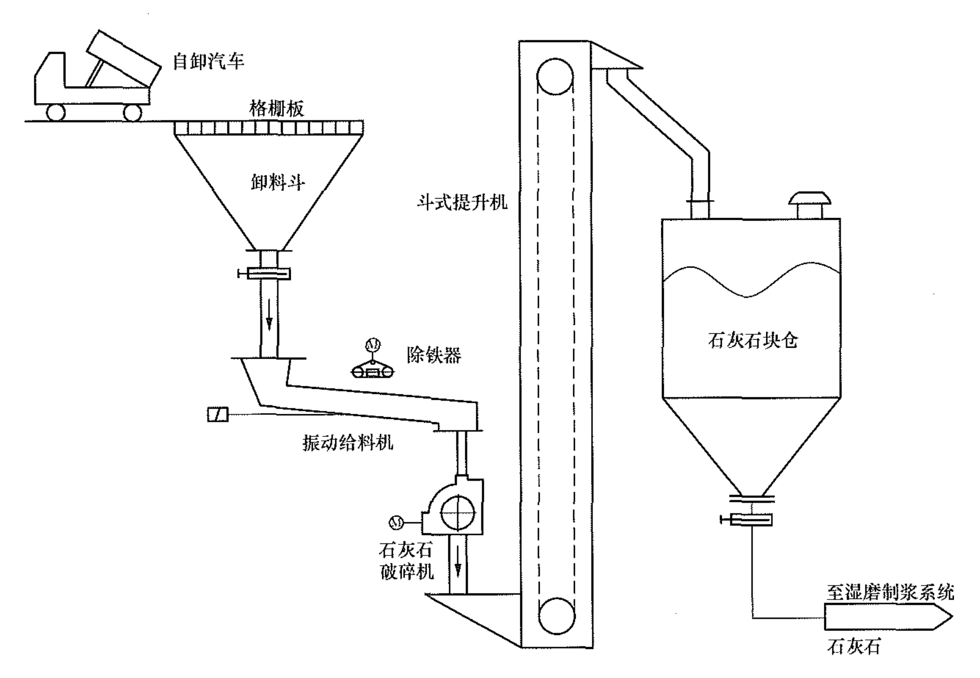


图 20-2 典型石灰石块卸料及储存系统图

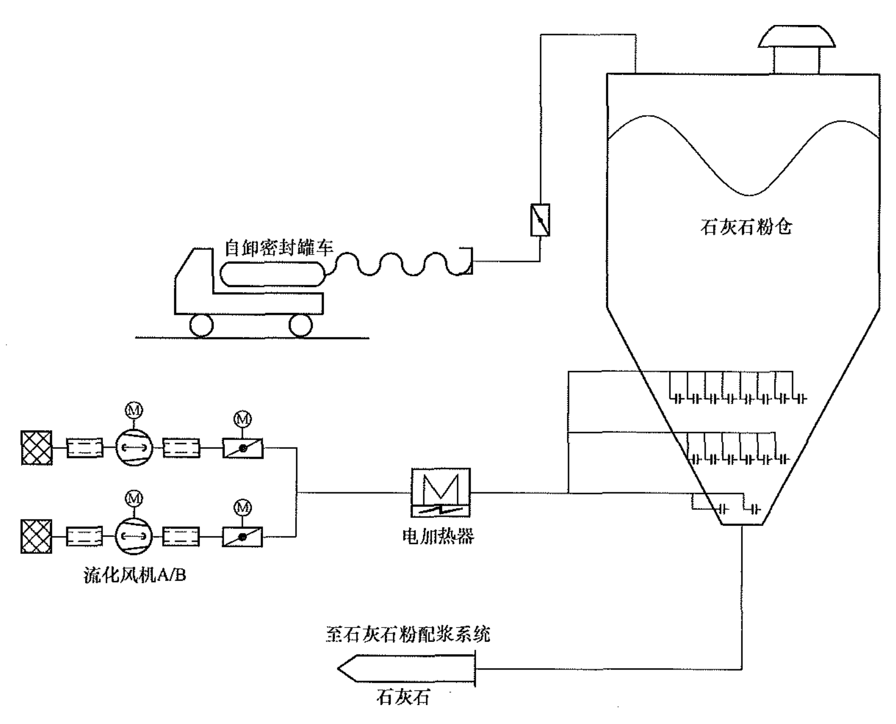


图 20-3　典型石灰石粉卸料及储存系统图

（1）典型设置 2 台球磨机的湿磨制浆系统图如图 20-4 所示。粒径不大于 20mm 的石灰石块由储仓经皮带称重给料机计量给入球磨机，研磨制浆并经再循环系统和旋流器处理后得到合格的石灰石成品浆液。2 套磨机系统制成的成品浆液均可进入 2 台石灰石浆液箱储存。

图 20-4　典型设置 2 台球磨机的湿磨制浆系统图

（2）典型的石灰石粉配浆系统图如图20-5所示。粉仓中的石灰石粉经给料机定量给入石灰石浆液箱，与定量进入的工艺水混合后，由立式搅拌机搅拌制成合格的石灰石浆液。

（3）石灰石浆液供应系统。通常采用可调节的连续供浆方式，典型的系统图如图20-6所示。石灰石浆液箱中的成品浆液由石灰石浆液泵连续输送至吸收塔，浆液泵1运1备，出口设回流管道，供浆量可根据需要调节。

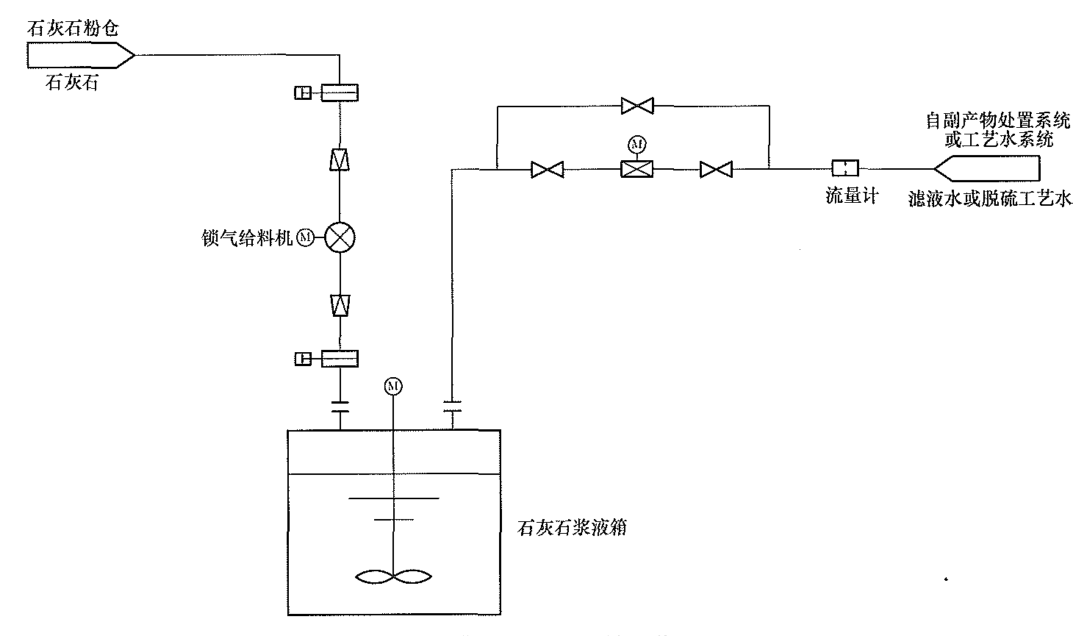


图20-5 典型的石灰石粉配浆系统图

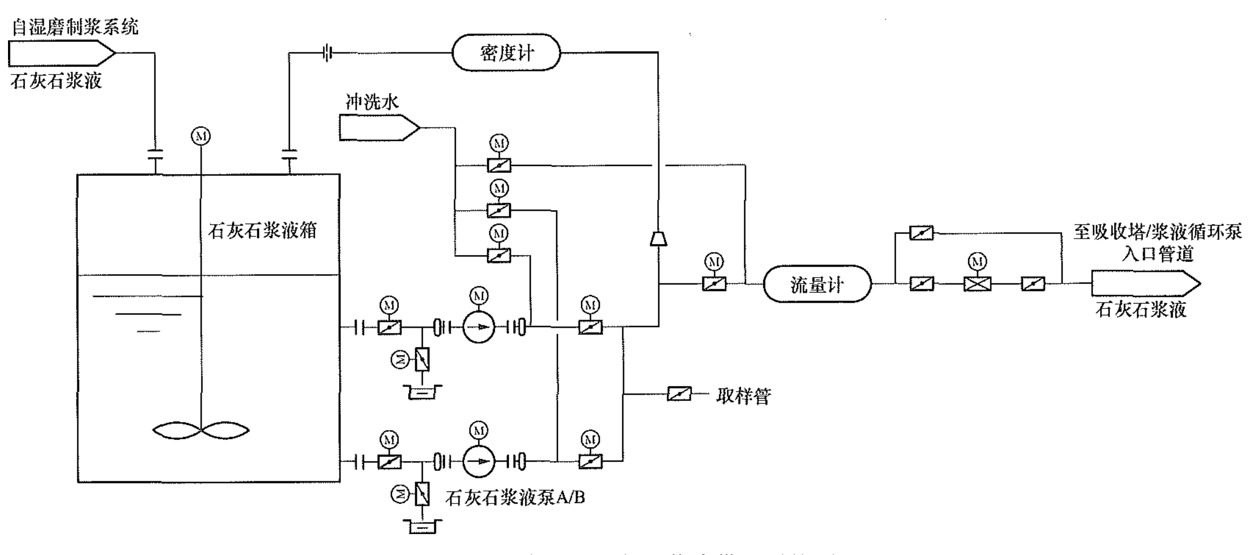


图20-6 典型的石灰石浆液供应系统图

（4）典型的石灰石干磨制粉系统图如图20-7所示。粒径不大于30mm的石灰石块从储仓经称重皮带给料机计量送入立式磨机，石灰石经过研磨后被热循环风携带至磨机上部的动态分离器，分离器会把大尺寸的颗粒分离并返回研磨区域，只有达到细度要求的成品粉随气流从磨机排出，在布袋除尘器中被收集下来，经输粉机集中后通过气力输送装置输送至成品粉库。粉库中的石灰石粉可根据不同需要向外输送。

由主风机从布袋除尘器抽出的滤净后的气流分为两路，大部分循环返回磨机，少部分经消声器排至大气。循环风系统在主风机前设有补气管，给系统补入新鲜空气。为了满足成品粉的水分含量不大于1%，循环风系统中设置了蒸汽加热器。

2. 烟气系统

不设置脱硫旁路烟道时，系统设计范围包括从锅炉引风机后的原烟道至烟囱的净烟气入口烟道，不包含湿式静电除尘器；设置脱硫旁路烟道时，系统设计范围包括从锅炉引风机后脱硫进口原烟气挡板门至烟

囱入口的净烟气挡板门，以及脱硫旁路烟道，包含挡板门密封风系统。

（1）每台炉配1座吸收塔且不设置脱硫旁路烟道和增压风机时的典型烟气系统图如图20-8所示。锅炉引风机后的原烟气经原烟道、烟气换热器降温段（如有）送入吸收塔，吸收塔出口的净烟气经净烟道、烟气换热器升温段（如有）送入烟囱。脱硫系统的阻力由锅炉引风机克服。

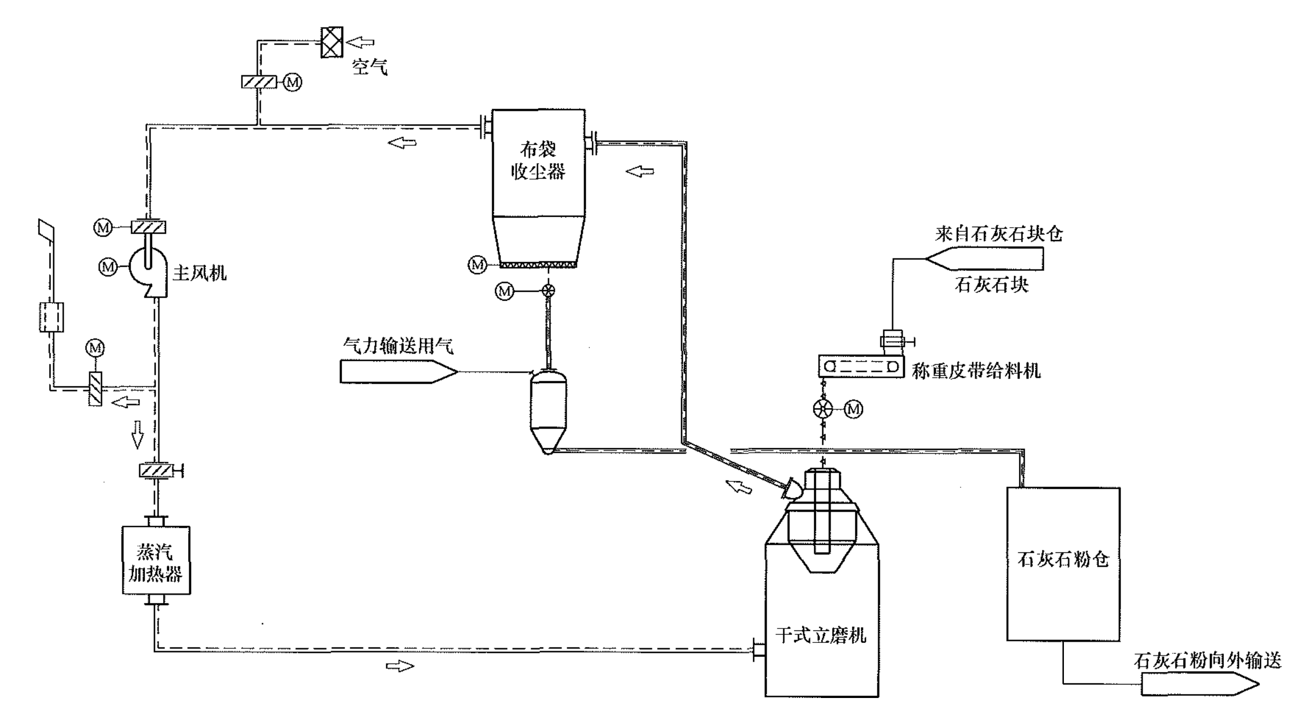


图20-7　典型的石灰石干磨制粉系统图

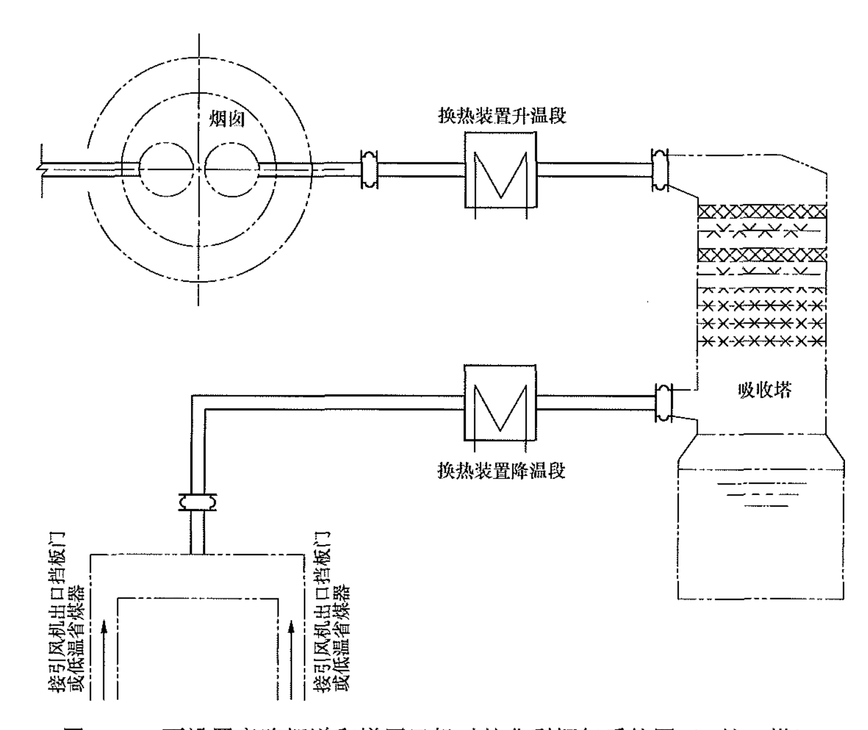


图20-8　不设置旁路烟道和增压风机时的典型烟气系统图（1炉1塔）

（2）每台炉配1座吸收塔且设置脱硫旁路烟道和增压风机时的烟气系统图如图20-9所示。锅炉引风机后的原烟气由增压风机升压后、经烟气换热器降温段（如有）送入吸收塔，吸收塔出口的净烟气经净烟道、烟气换热器升温段（如有）送入烟囱。脱硫系统解列时，原烟气可通过旁路烟道排入烟囱。

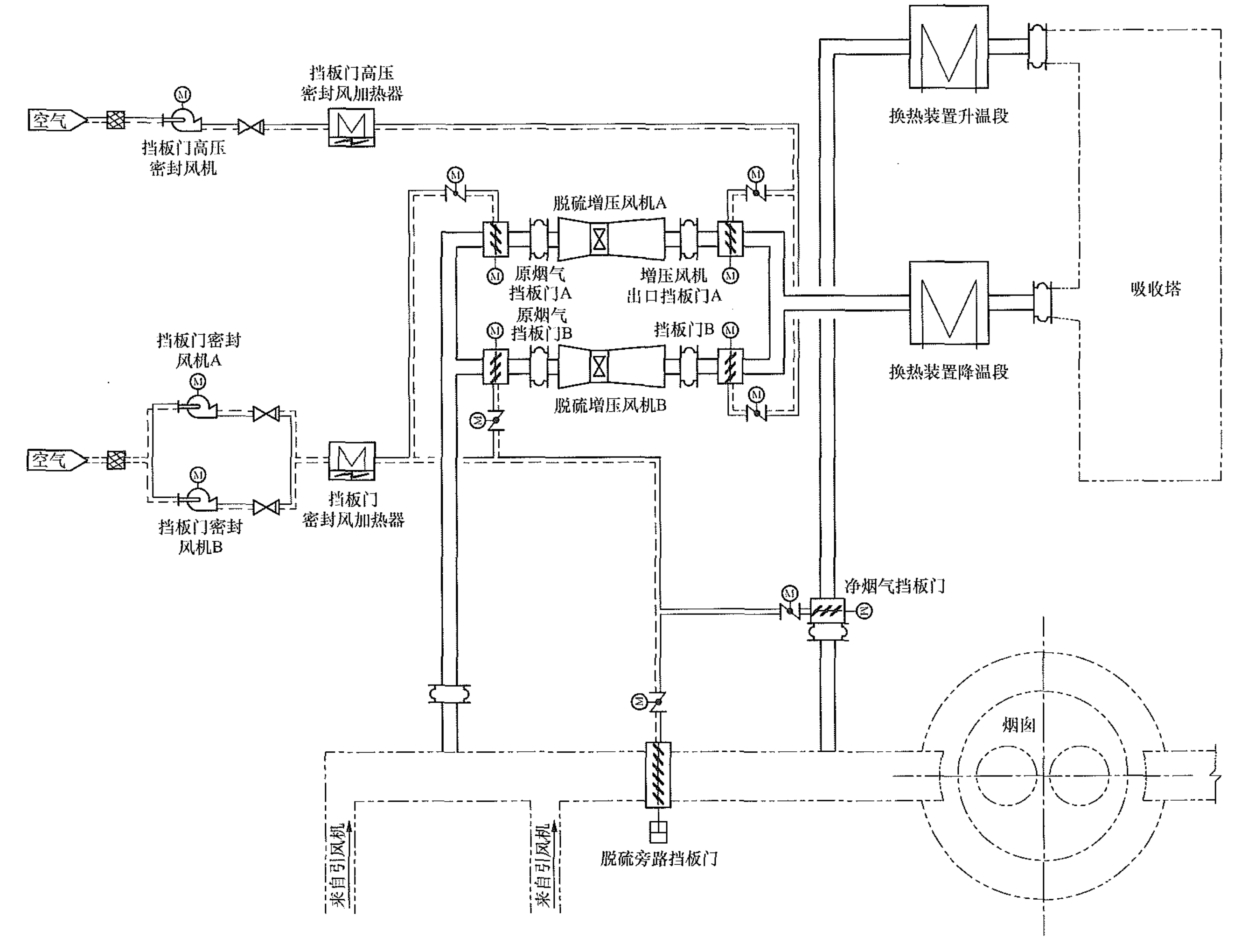


图 20-9 每台炉配 1 座吸收塔且设置脱硫旁路烟道和增压风机时的烟气系统图（1 炉 1 塔）

3. 二氧化硫吸收系统

二氧化硫吸收系统包括吸收塔、浆液循环系统、氧化空气供应系统、浆池搅拌系统和石膏排出系统。

（1）用于火电厂脱硫系统的吸收塔主要为喷淋塔，其浆液循环系统中的主要设备是喷淋塔（包括传统喷淋空塔，旋汇耦合、托盘、单塔双区等高效脱硫塔），其浆液循环系统如图 20-10 所示。喷淋塔浆液池中含有石灰石的循环浆液由浆液循环泵送至对应的喷淋层管网，通过喷嘴喷入吸收塔与原烟气完成脱硫反应。

单塔双循环喷淋塔的常见浆液循环系统如图 20-11 所示。该系统分为两路循环，吸收塔浆液池中的浆液由下回路循环泵送至吸收塔下部对应的喷淋层管网，塔外加料槽中的浆液由上回路循环泵送至吸收塔上部对应的喷淋层管网，通过喷嘴喷入吸收塔与原烟气完成脱硫反应。

（2）氧化空气供应系统的氧化风机吸入自然空气，升压后通过氧化空气管送至吸收塔浆液池。浆池内氧化空气的分配有矛枪和管网两种形式。

吸收塔采用矛式喷枪喷入氧化空气时，其典型的系统图如图 20-12 所示。

采用管网式喷入氧化空气时，典型的系统图如图 20-13 所示。

（3）浆池搅拌系统中的吸收塔浆池搅拌一般采用侧进式搅拌器。也可采用脉冲悬浮扰动系统，采用该系统时，每座吸收塔设置 2 台 100%容量的扰动泵，其中 1 台备用。

（4）石膏排出系统的石膏排出泵将吸收塔浆池下部的石膏浆液排至石膏旋流器进行浓缩分离，或排至事故浆液箱储存。一般每座吸收塔设两台石膏排出泵，一运一备。

4. 副产物处置系统

脱硫石膏应考虑综合利用，副产物处置一般采用真空皮带脱水机系统，包括石膏旋流系统及真空皮带脱水系统和石膏卸料储存系统。

（1）石膏旋流及真空皮带脱水系统常见的配置（2 台脱水机）的典型系统图如图 20-14 所示。每座吸收塔排出的石膏浆液泵送至对应的旋流器，浓缩后浓浆可排至 2 台脱水机，脱水处理后生成石膏。石膏旋流器的溢流液进入溢流箱，其部分浆液返回脱硫系统，部分送至废水旋流器，处理后形成脱硫废水排出。

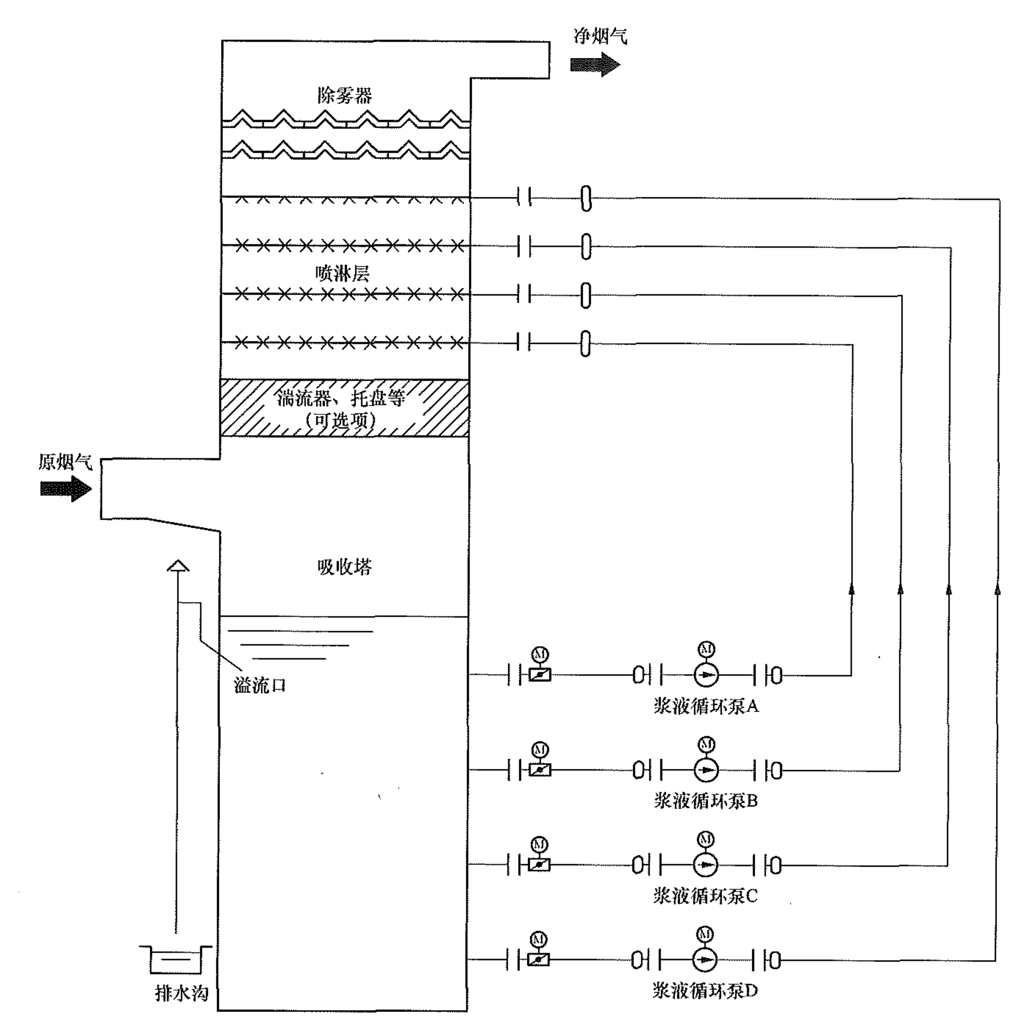


图 20-10　浆液循环系统（4 层喷淋层）

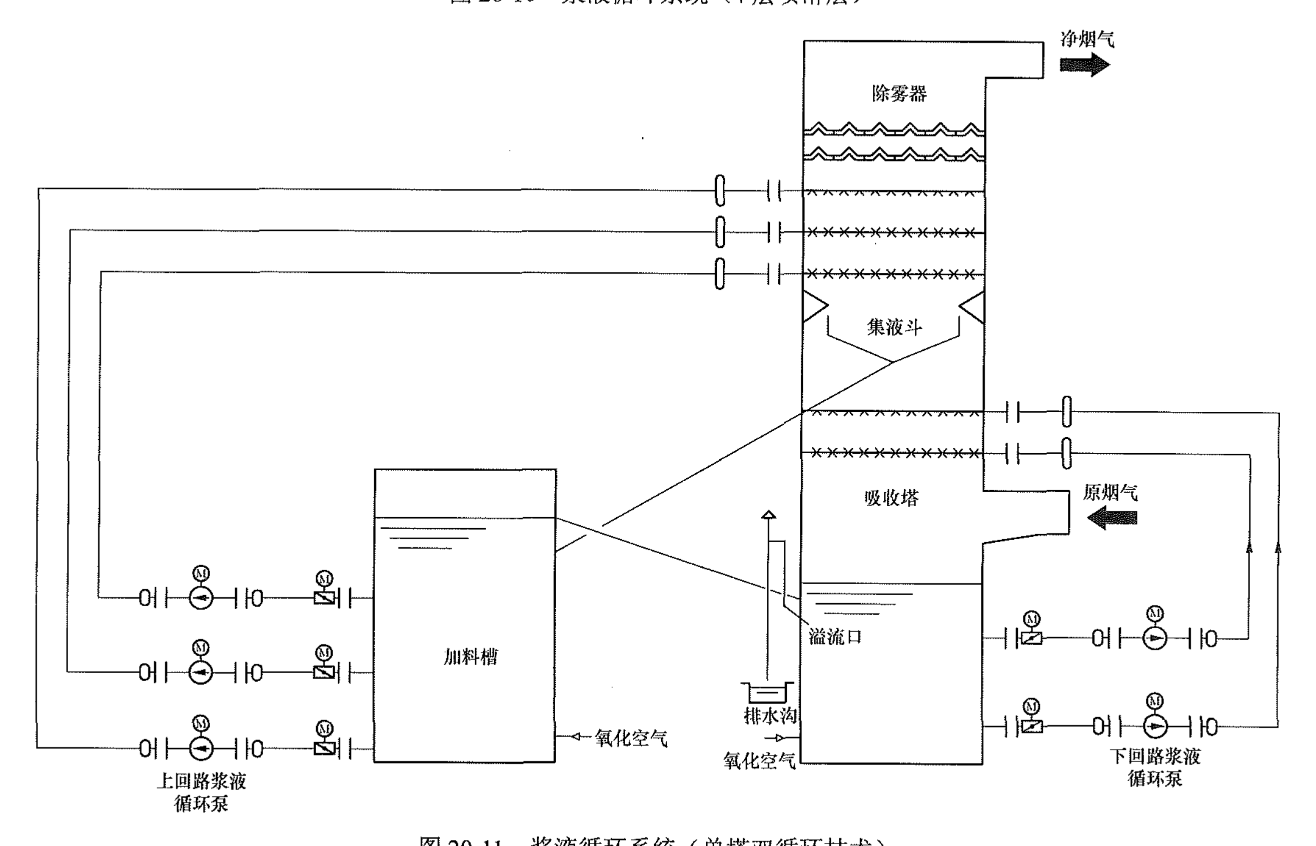


图 20-11　浆液循环系统（单塔双循环技术）

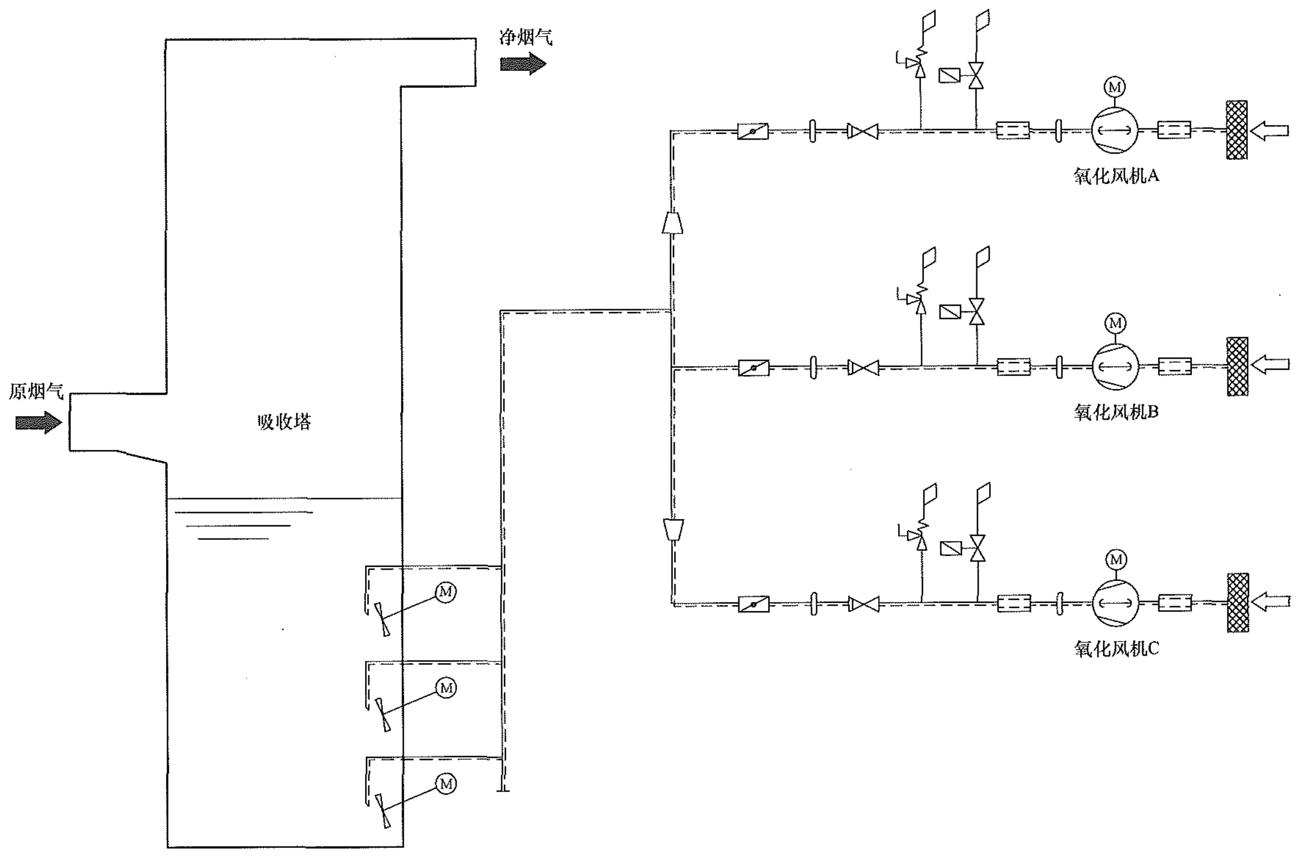


图 20-12 氧化空气供应系统（矛式喷枪、2 台氧化风机）

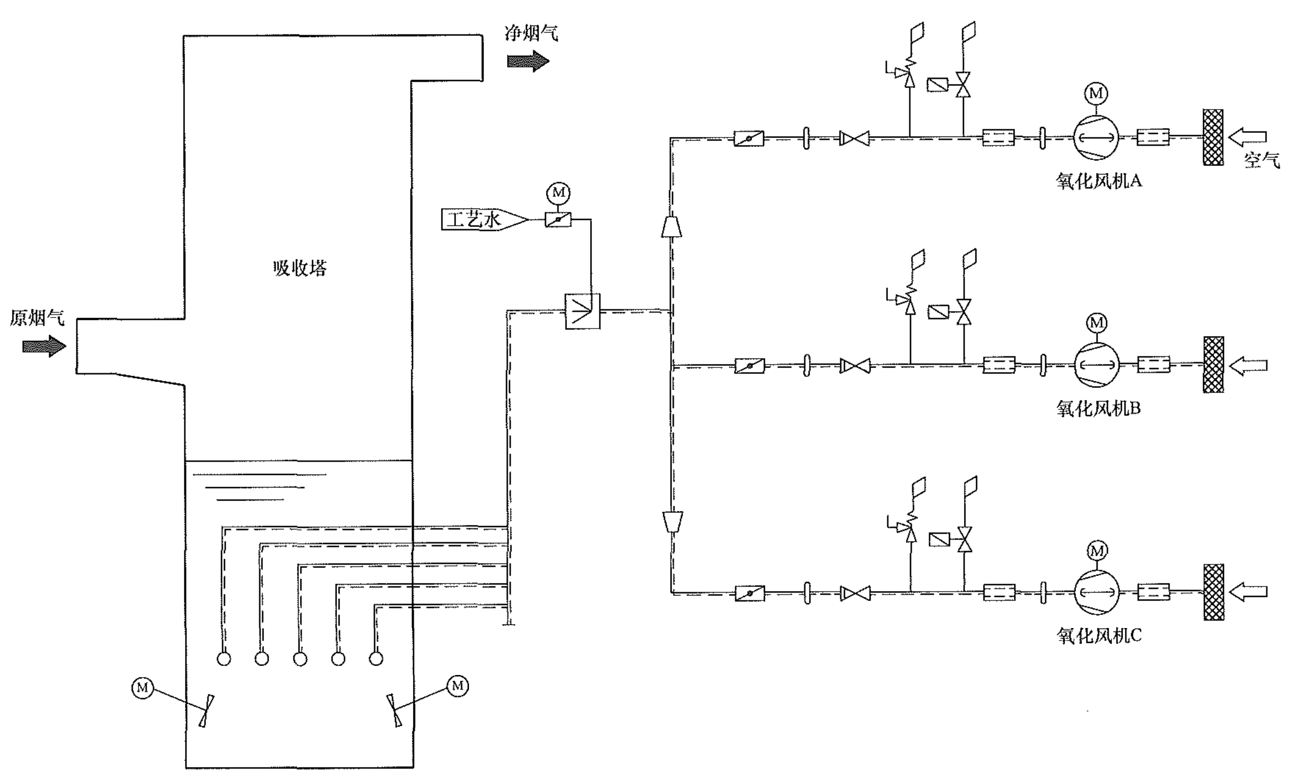


图 20-13 氧化空气供应系统（管网式、3 台公用氧化风机）

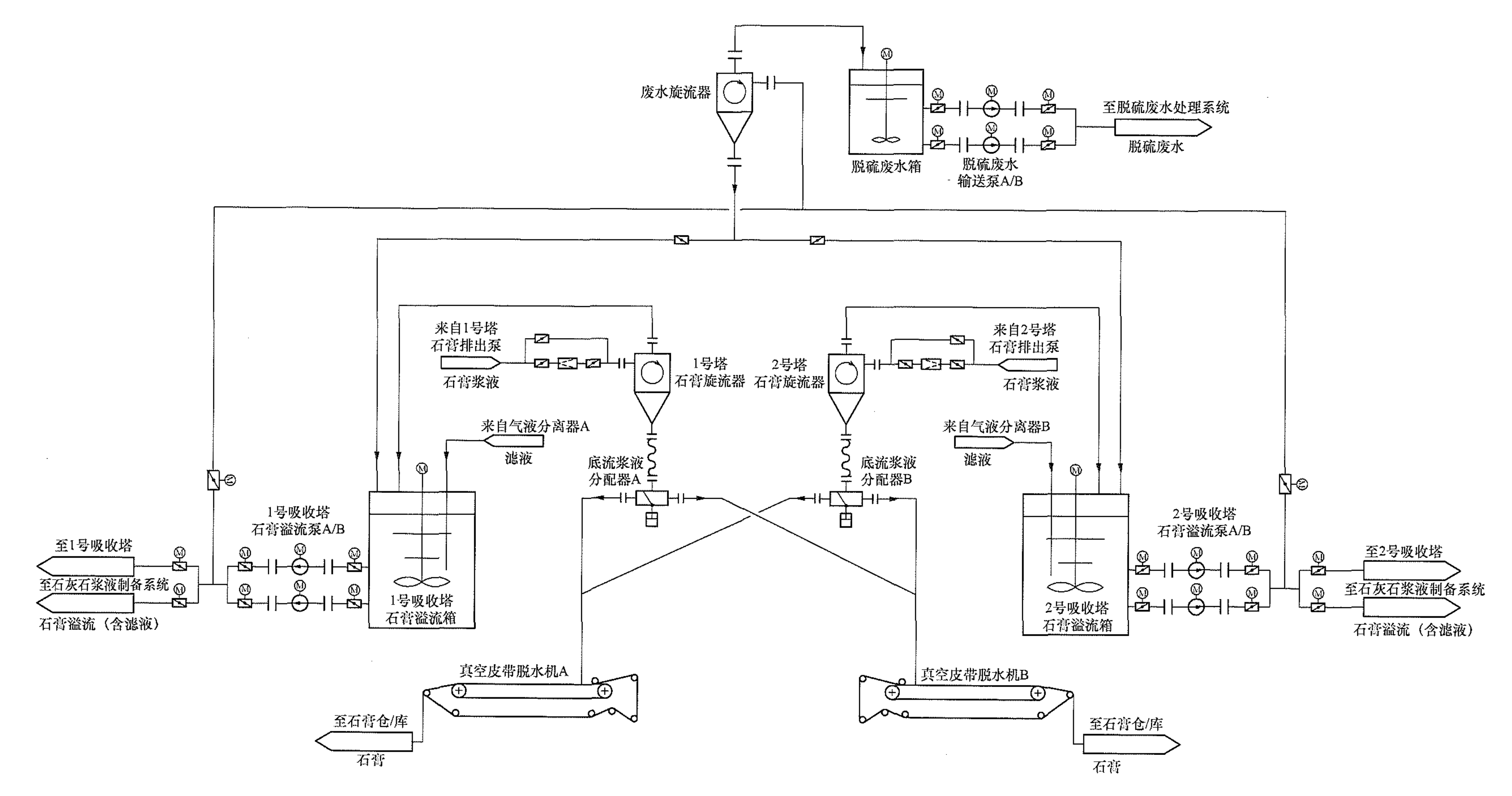


图 20-14　配置 2 台脱水机的典型石膏脱水系统

（2）当脱硫石膏卸料储存系统采用石膏库且直接落料方案时，真空皮带脱水机卸料槽的脱硫石膏直接落到石膏库地面，由铲车处理并装入外运车辆内。当脱硫石膏储存系统采用石膏经播撒皮带卸入石膏库方案时，真空皮带脱水机卸料槽的脱硫石膏落到对应的石膏播撒皮带后，经播撒装置落到石膏库地面。石膏播撒皮带与脱水机一一对应设置。

当脱硫石膏储存系统采用石膏仓方案时，皮带脱水机卸料槽的脱硫石膏直接落入石膏仓内，由石膏刮刀卸料装置卸入外运石膏车辆内。石膏仓宜与脱水机一一对应设置，也可 2 台脱水机对应 1 座石膏仓。

5. 脱硫工艺用水系统

脱硫工艺用水系统是指从工艺水箱至脱硫工艺系统各用水点的供水系统，包括除雾器冲洗水系统、吸收塔事故降温水供应系统、工艺水供水系统等。除雾器冲洗水泵和工艺水泵一般分开设置。

除雾器冲洗水典型系统图如图 20-15 所示。除雾器冲洗及吸收塔事故降温水的水源为工艺水，冲洗水泵按设定的时间为除雾器各个冲洗单元提供冲洗水，并为吸收塔入口提供紧急事故降温用水。

典型的工艺水供水系统图如图 20-16 所示。工艺水泵为脱硫系统各用水点连续提供冲洗水、设备密封水、工艺补水等。

6. 浆液排放与回收系统

典型的系统图如图 20-17 所示。吸收塔、吸收剂制备和石膏脱水等区域排放的浆液由排水沟和排水坑收集后，通过液下泵返回至吸收塔或事故浆液箱。从烟道及烟囱排出的冷凝液汇集至吸收塔区域排水坑。

（二）主要设计原则

1. 总的部分

（1）石灰石-石膏湿法烟气脱硫工艺方案的设计根据燃煤含硫量、吸收剂供应条件、副产物综合利用条件及二氧化硫排放指标等要求，结合吸收塔技术特点及场地条件等因素比较后确定。

（2）石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统设计应符合下列要求：

1）二氧化硫吸收系统设计工况应选用锅炉燃用设计煤种或校核煤种，在 BMCR 工况下对脱硫装置烟气处理能力最不利的烟气条件，对应的煤种为脱硫最不利煤种；此时，吸收塔设计效率应满足二氧化硫排放指标的要求，该工况为脱硫装置和吸收塔的设计工况。

2）脱硫装置入口烟气设计参数应采用脱硫装置与主机烟道接口处的数据。设计烟温宜采用锅炉在 BMCR 工况下的正常运行烟气温度加 15℃；短时运行温度可加 50℃，但叠加后不超过 180℃。吸收塔上游设置烟气余热回收装置时，还应对烟气余热回收装置停运工况时的设计参数进行校核。

3）对于改造项目，脱硫系统设计工况和校核工况宜根据运行实测烟气参数确定，并考虑煤源变化趋势。

（3）石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统应采用强制氧化工艺技术。

（4）烟气脱硫装置应能与机组同步进行调试、试运行、安全启停运行，其负荷变化速度应与锅炉负荷变化率相适应，并能在锅炉任何负荷工况下连续安全运行。

（5）脱硫系统防腐设计应满足脱硫装置可靠性、使用寿命和经济性等要求，根据工作环境和介质特性选择防腐材料。设备和材料的防腐要求满足 DL/T 5196《火力发电厂石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统设计规程》的规定。

（6）脱硫系统对相关专业的设计要求满足 DL/T 5196《火力发电厂石灰石-石膏湿法烟气脱硫系统设计规程》的规定。

（7）脱硫系统应根据工程气象条件及工艺要求进行管道及设备的保温设计，设计要求满足 DL/T 5072《火力发电厂保温油漆设计规程》的规定。

2. 吸收剂制备系统

（1）脱硫吸收剂可采用外购石灰石粉厂内配浆、外购石灰石块厂内湿磨制浆或外购石灰石块厂内干磨制粉并配浆等方式制备，应根据石灰石来源、运输条件、初投资及运行成本等因素综合确定。

（2）石灰石卸料系统的设计出力应满足 6～8h 内卸完石灰石日耗量的要求，其中斗式提升机总出力宜为卸料系统设计出力的 1.2～1.5 倍。

（3）石灰石块/粉仓的总有效容量根据市场供应情况和运输条件确定，一般不小于设计工况下 3 天的石灰石耗量；当采用石灰石干磨制备系统时，设在电厂厂区的石灰石粉日用仓容量一般不小于 1 天的石灰石耗量。当石灰石块采用水路、铁路运输或陆路运距较远时，可设置 7 天及以上储量的石灰石堆场或储仓，并设置防雨设施。

（4）厂内吸收剂制备系统宜多台机组合用 1 套，但每套系统不宜超过 4 台机组，并满足下列要求：

1）1 台机组设置 1 套湿磨制浆系统且不设置脱硫旁路烟道时，系统宜设置 2 台湿式球磨机，设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在 BMCR 工况下石灰石耗量的 200%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在 BMCR 工况下石灰石耗量的 100%。当设置脱硫旁路烟道时，系统可设置 1 台湿式球磨机，设备出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在 BMCR 工况下石灰石耗量的 150%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在 BMCR 工况下石灰石耗量的 100%。

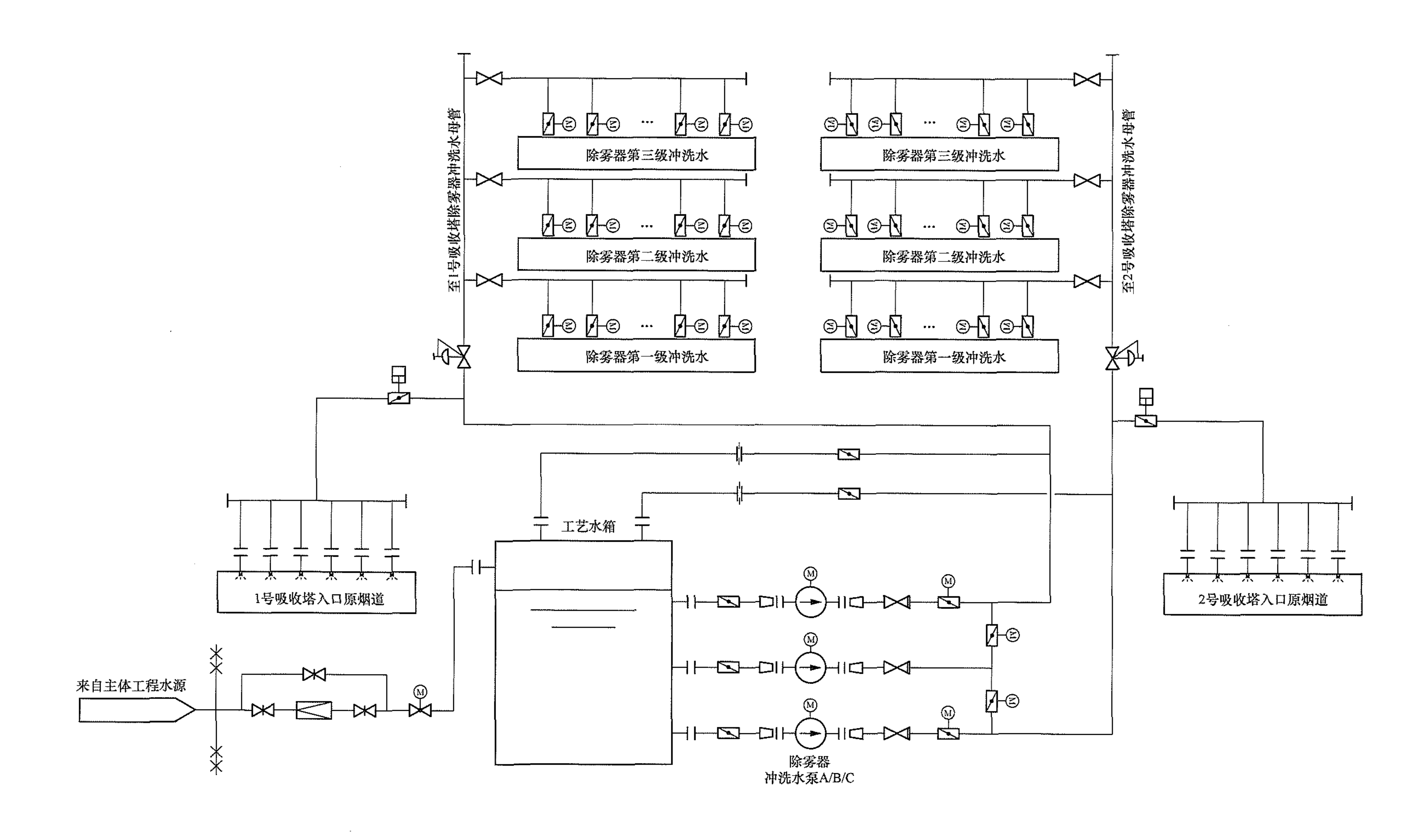


图 20-15　除雾器冲洗水典型系统图

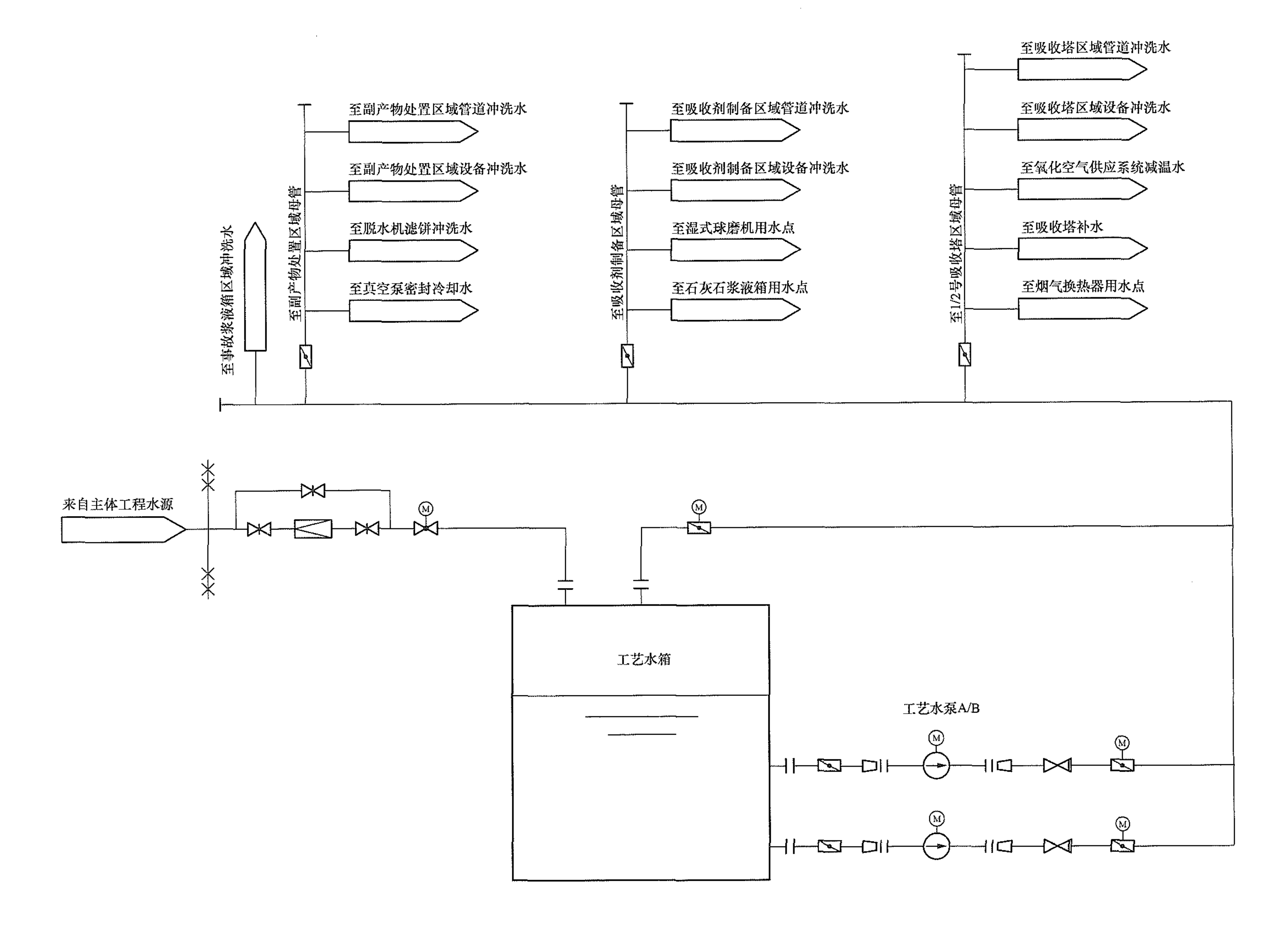


图 20-16　典型的工艺水供水系统图

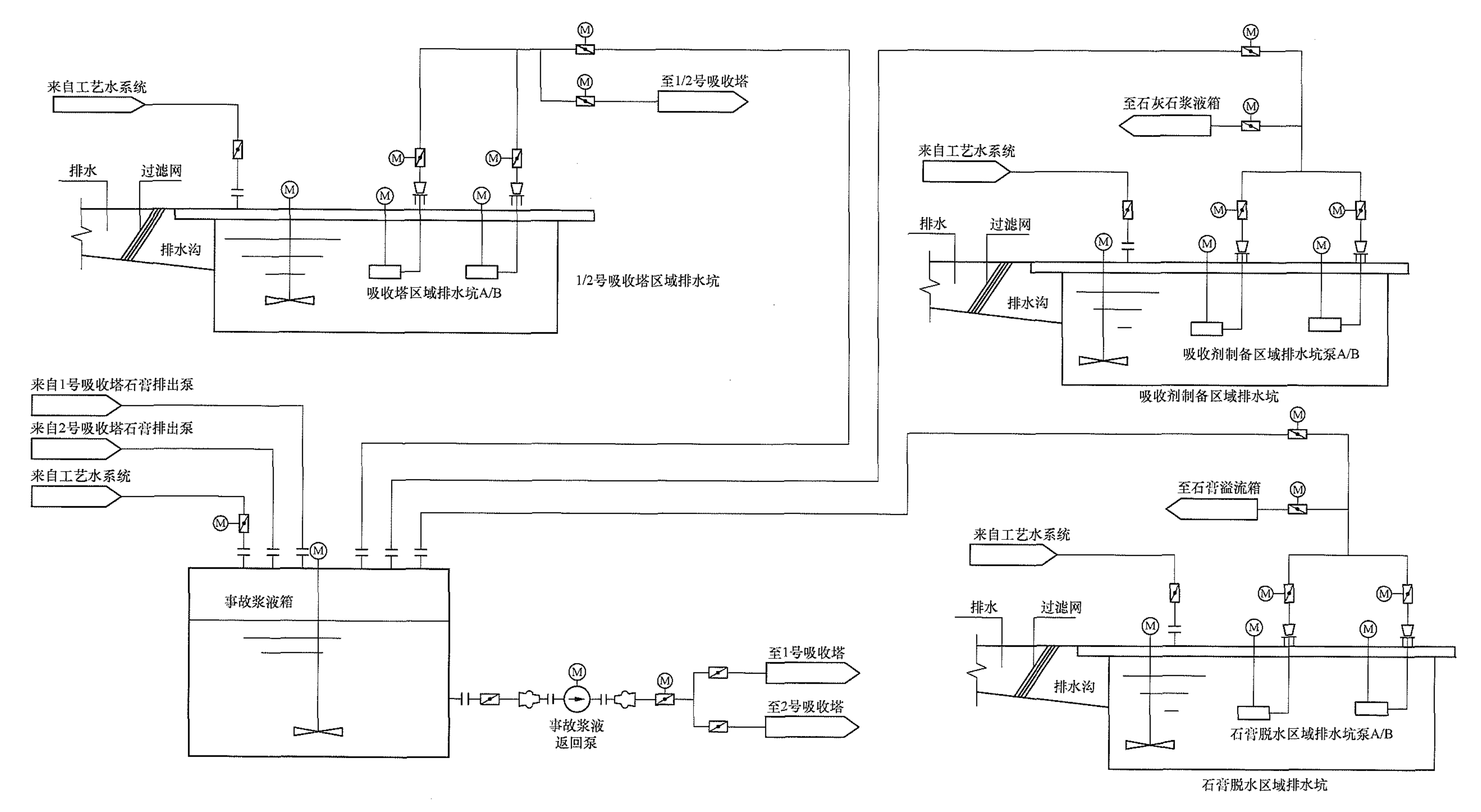


图 20-17 浆液排放及回收系统图

2）当2～4台机组设置1套公用的湿磨制浆系统时，湿式球磨机台数不应少于2台。

a. 当设置2台湿式球磨机时，设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的150%～200%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的100%。不设置脱硫旁路烟道时，出力裕量宜取上限。

b. 当设置3台及以上湿式球磨机时，系统应设置不少于1台的备用设备，运行设备总出力不应小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的100%，设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的130%～150%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的100%。磨机台数少于4台时，出力裕量应取上限。

（5）石灰石浆液供应系统的设计出力应满足吸收塔设计工况下石灰石浆液供应的要求，并能在锅炉各种运行工况下调节石灰石浆液供应量。

（6）干磨制粉系统设计应符合下列要求：

1）干磨制粉系统宜全厂集中设置，其系统总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的120%～150%，同时不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石灰石耗量的100%，磨机数量和单台磨煤机的出力经综合技术经济比较后确定。

2）当磨机数量不超过2台时，可设置1座石灰石块仓，也可设置2座石灰石块仓；当磨机数量超过2台时，每台磨机宜设置1座石灰石块仓。

3）石灰石干磨制粉及石灰石粉输送系统应按单元制设置，干式磨机一般采用立式中速磨机，变频驱动。

4）石灰石粉仓数量和容量根据总储存量要求、占地面积和初投资等因素确定。单个石灰石粉仓有效容积不宜超过2000m^3。

5）干式磨机制备车间的石灰石粉仓至脱硫区域石灰石粉仓的输送方式，可采用散装机装车运输、气力输送等方式。

（7）进入吸收塔的石灰石粒径应根据石灰石成分、脱硫效率、吸收塔技术特点等因素确定，石灰石粒径宜在325目（95%通过）～250目（90%通过）的范围内，采用双回路脱硫工艺时石灰石粒径可放大至200目（90%通过）。

（8）外购石灰石块粒径不宜超过20mm，最大不宜超过100mm；对于干磨制粉系统，外购石灰石块粒径不宜超过30mm。

3. 烟气系统

（1）不设置脱硫旁路烟道时，脱硫增压风机宜与锅炉引风机合并设置。

（2）是否设置烟气换热器应根据项目环境影响评价批复意见要求等因素确定。

（3）设置脱硫旁路烟道时，旁路挡板门应有快开功能，其事故开启时间应能满足脱硫装置故障不引起锅炉跳闸（MFT动作）的要求。

（4）吸收塔入口烟道应设置事故高温烟气降温系统。

（5）对于无脱硫旁路烟道但设置脱硫增压风机的系统，相关系统设计应满足锅炉启、停、运行期间，脱硫增压风机与锅炉引风机之间的协调运行。

（6）当2台炉及以上合用1座烟囱内筒时，烟囱入口净烟道上的检修隔离挡板门应采取防止运行期间自动关闭的技术措施，并设置闭锁装置。

（7）旁路烟道挡板门应采取防止脱硫装置旁路运行工况自动关闭的技术措施。

4. 二氧化硫吸收系统

（1）吸收塔形式根据吸收塔技术特点、脱硫效率要求、运行能耗、场地布置条件和长期稳定运行性能等因素确定。

（2）吸收塔的数量根据锅炉容量、吸收塔的处理能力和可靠性要求等因素确定，宜1炉配1塔。当设置脱硫旁路烟道时，200MW等级以下机组可2炉或多炉配1塔。

（3）二氧化硫吸收系统方案的拟定应满足吸收塔技术设计要求。

（4）喷淋塔的浆液循环系统采用单元制，喷淋层不少于3层，可不设备用，每台浆液循环泵入口应设置关断蝶阀，通过停运吸收塔喷淋层及其相应的循环浆液泵调整脱硫负荷。

（5）单塔双循环喷淋塔的浆液循环系统采用单元制，下回路喷淋层不少于2层，可不设备用；上回路喷淋层数根据脱硫装置性能要求确定，可不设置备用；每台浆液循环泵入口应设置关断蝶阀；通过停运吸收塔上回路喷淋层及其相应的循环浆液泵调整脱硫负荷。

（6）液柱塔的浆液循环系统采用母管制，即相同扬程的所有浆液循环泵出口浆液通过母管汇流后再向唯一的一层喷淋层供浆，可设置1台备用泵，每台浆液循环泵的入口及出口均应设置关断蝶阀，通过停运吸收塔循环泵台数控制进入喷淋层的循环浆液量调整脱硫负荷。

（7）除雾器宜设置在吸收塔内，宜采用屋脊式，不应少于两级，也可采用屋脊式＋管式、管束式等高效除雾器。

（8）喷淋塔浆池浆液搅拌一般采用机械搅拌装置，也可采用脉冲悬浮扰动系统，液柱塔浆池浆液搅

拌一般采用机械搅拌装置。

（9）吸收塔一般采用矛式喷枪或管网分配氧化空气，当采用管网分配时，应设置喷水降温装置，使氧化空气降温后进入吸收塔。

（10）每座吸收塔宜设置1套氧化空气供应系统，也可2座吸收塔设置1套公用的氧化空气供应系统。当氧化风机选用离心风机时，每座吸收塔宜设置2台100%容量的氧化风机，或2座吸收塔设置3台100%容量的氧化风机，其中1台备用；当选用罗茨风机时，每座吸收塔可设置2台100%或3台50%容量的氧化风机，或2座吸收塔设置3台100%容量的氧化风机，其中1台备用。

（11）采用单塔双循环技术时，每座吸收塔和加料槽应分别设置氧化空气供应系统。

（12）喷淋塔浆液循环泵出口管道宜设置在线检修隔离措施。

5. 副产物处置系统

系统设计应为脱硫石膏的综合利用创造条件，并满足以下要求：

（1）湿法脱硫宜设置石膏脱水系统，通常采用石膏浆液旋流器浓缩和真空脱水的两级处置方式制备脱硫石膏，液柱塔可采用一级真空脱水系统制备脱硫石膏。真空脱水设备宜选用真空皮带脱水机，若考虑采用真空圆盘脱水机等其他设备，并通过技术经济比选后确定。

（2）真空皮带脱水系统主要配置应满足下列要求：

1）1台机组单独设置1套真空皮带脱水系统且不设置脱硫旁路烟道时，系统宜设置2台脱水机，设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石膏产量的200%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石膏产量的100%。当设置脱硫旁路烟道时，系统宜设置1台真空皮带脱水机，设备出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石膏产量的150%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石膏产量的100%。

2）当2～4台机组设置1套公用的真空皮带脱水系统时，真空皮带脱水机台数不应少于2台。

a. 当设置2台真空皮带脱水机时，设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种、在BMCR工况下石膏产量的150%～200%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石膏产量的100%。当不设置脱硫旁路烟道时，出力裕量宜取上限。

b. 当设置3台及以上真空皮带脱水机时，应设置不少于1台的备用设备，运行设备总出力不应小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石膏产量的100%，且设备总出力不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下石膏产量的130%～150%，且不应小于锅炉燃用脱硫最不利煤种；在BMCR工况下石膏产量的100%。脱水机台数为3台时，出力裕量应取上限。

（3）真空泵应与皮带脱水机单元制配置，一般采用水环式真空泵。

（4）石膏仓的总有效容积不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下12h的石膏总产量。石膏库的总有效容积不宜小于锅炉燃用设计煤种；在BMCR工况下2天（48h）的石膏总产量。

（5）石膏库宜采用直接落料及铲车装车的外运方式，场地条件受限时也可采用经播撒皮带多点落料及铲车装车的外运方式。

（6）石膏仓应设置刮刀自动卸料装置，并应设计防腐和防堵措施。

（7）石膏浆液抛弃处置时，至水灰场的抛浆泵组及抛浆管道的设计应符合DL/T 5142《火力发电厂除灰设计技术规程》的相关规定。

6. 脱硫工艺用水系统

（1）2～4台机组可设置1个公用的工艺水箱，也可每2台机组设置1个公用的工艺水箱。

（2）对于2～4台机组，除雾器冲洗水泵与工艺水泵宜分开设置；2台及以下机组，除雾器冲洗水泵与工艺水泵可合并设置。

（3）当除雾器冲洗水泵与工艺水泵分开设置时，每座吸收塔宜设置1台除雾器冲洗水泵，并至少设置1台公用备用泵。对于2～4台机组，每2台机组可设置1台工艺水泵，并设置1台公用备用泵。

（4）当除雾器冲洗水泵与工艺水泵合并设置时，应每台机组设置1台工艺水泵，并设置1台公用备用泵。

（5）不设置脱硫旁路烟道时，除雾器冲洗水及吸收塔事故降温系统减温水的供应水泵应配保安电源。

（6）脱硫设备冷却水、密封水和石膏冲洗水采用机组工业水或工艺水，其水质应符合现行行业标准DL/T 5339《火力发电厂水工设计规范》的有关规定。

（7）工艺水箱的有效容量宜为锅炉燃用脱硫最不利煤种，在BMCR工况下脱硫系统工艺水总耗量的0.5～1h。当脱硫装置进口设置烟气降温装置时，工艺水箱容量和工艺水泵流量设计应满足烟气降温装置切除运行工况时吸收塔补水量的要求。

7. 浆液排放与回收系统

（1）不设置脱硫旁路烟道时，宜2台机组的吸收塔设置1座事故浆液箱，当机组启动阶段煤油混烧持续时间较长时，可每台机组的吸收塔设置1座事故浆液箱。

（2）设置脱硫旁路烟道时，可多台机组的吸收塔设置1座事故浆液箱。

（3）每座吸收塔应设置 1 个排水坑，吸收剂制备区域和石膏脱水区域应分别设置 1 个排水坑。

（三）主要设备选型

1. 吸收塔

湿法脱硫的吸收塔形式主要有喷淋塔、液柱塔、鼓泡塔、填料塔和托盘塔等，国内火电厂已建脱硫装置大部分采用喷淋空塔，提效后其最高脱硫效率可达 97%；近年来，随着环保排放标准的提高，在传统喷淋塔基础上开发了复合塔技术和空塔 pH 分区等高效脱硫技术，脱硫效率可达到 98%甚至 99%以上，以满足超低排放的要求。

吸收塔的选型应根据入口烟气参数、脱硫效率要求、脱硫工艺特点、运行能耗、场地布置等条件确定。

（1）传统喷淋塔。传统喷淋空塔的结构示意图如图 20-18 所示。

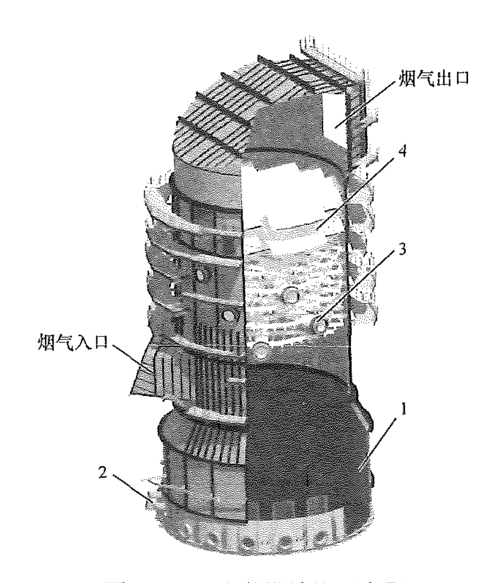


图 20-18 喷淋塔结构示意图

1—吸收塔浆池；2—搅拌器；3—喷淋层；4—除雾器

（2）复合塔。在吸收塔浆液池和上部喷淋层之间，或喷淋层之间设置气液强化传质装置，一方面，提高气液间传质速率；另一方面，使进入吸收区的烟气分布更加均匀。与此同时，通过调整喷淋密度及雾化效果，最终实现 SO_2 达标或超低排放。该类技术的典型代表包括旋汇耦合、多孔托盘和管栅等。

1）配置旋汇耦合器的喷淋塔。旋汇耦合器技术基于多相紊流掺混的强传质机理，利用气体动力学原理，通过特制的旋汇耦合装置产生气液旋转翻覆湍流空间，气液固三相充分接触，迅速完成传质过程，从而达到气体净化的目的，脱硫效率可达 98%以上。该技术的关键部件是塔内的旋汇耦合器，塔内设管束式除尘除雾装置。其结构示意图如图 20-19 所示。

2）配置多孔托盘的喷淋塔。配置多孔托盘的喷淋塔结构示意图如图 20-20 所示。

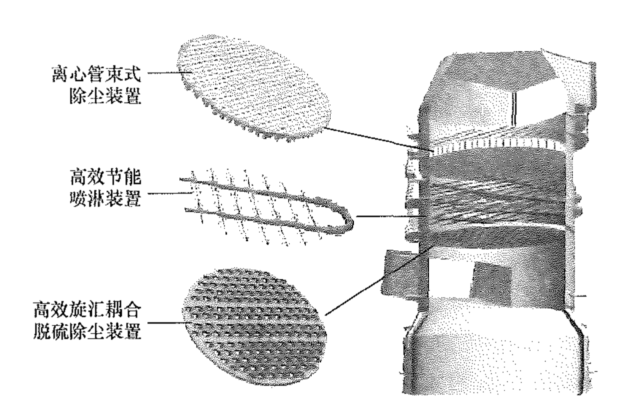


图 20-19 配置旋汇耦合器的喷淋塔结构示意图

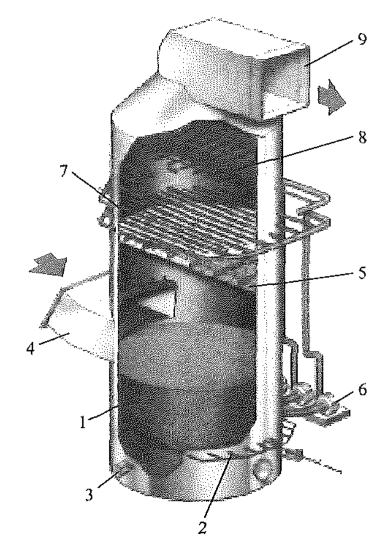


图 20-20 配置多孔托盘的喷淋塔结构示意图

1—吸收塔浆池；2—氧化空气管网；3—搅拌器；4—入口烟道；5—多孔托盘；6—浆液循环泵；7—喷淋层；8—除雾器；9—出口烟道

该技术在吸收塔内的底部喷淋层与烟气入口，或喷淋层之间安装 1 个或多个多孔合金托盘，托盘上表面被高约 300mm 的隔板分隔成若干块，托盘上的持液高度随着吸收塔入口烟气压力自动调节，同时托盘表面液膜可以使塔内烟气分布均匀。运行时，烟气穿过一些孔向上流动，同时循环浆液通过另外一些孔向下流动。托盘上是连续液相，烟气通过喷射或鼓泡的方式通过托盘上的孔洞。多孔托盘技术喷淋塔具有传质效果和均气效果好、液气比低、烟气阻力较高等特点，此外，在锅炉低负荷工况下，由于烟气流速降低使得托盘表面浆液湍动强度减弱，使脱硫效率有所降低，整体脱硫效率可达 98%以上。多孔托盘技术喷淋塔的托盘数量主要根据脱硫装置入口 SO_2 浓度和脱硫效率确定，当燃煤含硫量和脱硫效率要求较高时，需选用双托盘。

塔内除雾器一般采用三级屋脊式或一级管式＋二级屋脊式除雾器。

（3）空塔 pH 分区技术。空塔 pH 分区技术的目

的是使一部分吸收塔浆液 pH 值维持在较低区间，促进石灰石溶解和保证脱硫石膏品质；另一部分吸收塔浆液 pH 值维持在较高区间，进一步提高浆液的 SO_2 吸收能力。与此同时，通过调整喷淋密度及雾化效果，最终实现 SO_2 达标或超低排放。

空塔 pH 分区技术主要分为 pH 物理分区和 pH 自然分区两种，前者指单塔双循环、双塔双循环等脱硫工艺，吸收塔喷淋浆液以物理分区方式分别储存在两个 pH 值不同的浆池中；后者指单塔双区等脱硫工艺，在吸收塔浆池中部设置隔离器，隔离器上部和下部浆液 pH 值不同。

1）单塔双循环吸收塔。双循环喷淋单塔结构示意图如图 20-21 所示。

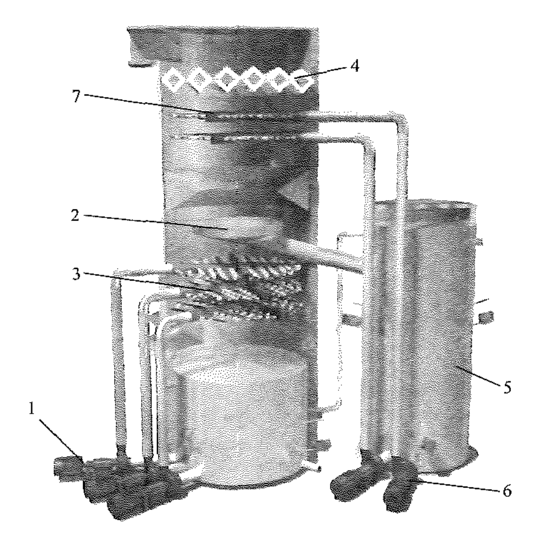


图 20-21 双循环喷淋单塔结构示意图

1—下回路循环泵；2—集液斗；3—下循环喷淋层；4—除雾器；5—AFT 浆液箱；6—上回路循环泵；7—上循环喷淋层

设置两级浆液循环回路，两级循环回路分别设有独立的循环浆池和喷淋层，根据不同的功能，每一回路具有不同的运行参数。烟气首先经过下回路循环浆液洗涤，此级脱硫效率一般在 30%～70%，循环浆液 pH 值控制在 4.5～5.3，浆液停留时间约 5min，其主要功能是保证优异的亚硫酸钙氧化效果和石灰石颗粒的快速溶解。特别是对于高硫煤，可以降低氧化空气系数，从而降低氧化风机电耗，同时提高石膏品质。经过下回路循环浆液洗涤的烟气进入上回路循环浆液继续洗涤，此回路主要功能是保证高脱硫效率，由于不用侧重考虑石膏氧化结晶，pH 值可以控制在较高水平，达到 5.8～6.5，保证循环浆液的 SO_2 吸收能力。双回路技术喷淋塔具有下列特点：

a. 系统浆液性质分开后，可以满足不同工艺阶段对不同浆液性质的要求，更加精细地控制了工艺反应过程，适合用于高含硫量的机组或者对脱硫效率要求高的机组。

b. 两个循环过程的控制是独立的，避免了参数之间的相互制约，可以使反应过程更加优化，以便快速适应煤种变化和负荷变化。

c. 高 pH 值的二级循环在较低的液气比和电耗条件下，脱硫效率可达 98%以上。

d. 低 pH 值的一级循环可以保证吸收剂的完全溶解以及石膏品质，并提高氧化空气利用率，降低氧化风机电耗。

e. 石灰石在工艺中的流向为先进入二级循环再进入一级循环，两级工艺延长了石灰石的停留时间，首先在 pH 值较低的一级循环浆液中完成颗粒的快速溶解，允许使用品质较差和粒径较大的石灰石颗粒，利于降低吸收剂制备系统电耗。

f. 塔内除雾器一般采用三级屋脊式或一级管式＋二级屋脊式除雾器。

2）单塔双区喷淋塔。单塔双区喷淋塔通常与多孔托盘组合配置，其结构示意图如图 20-22 所示。

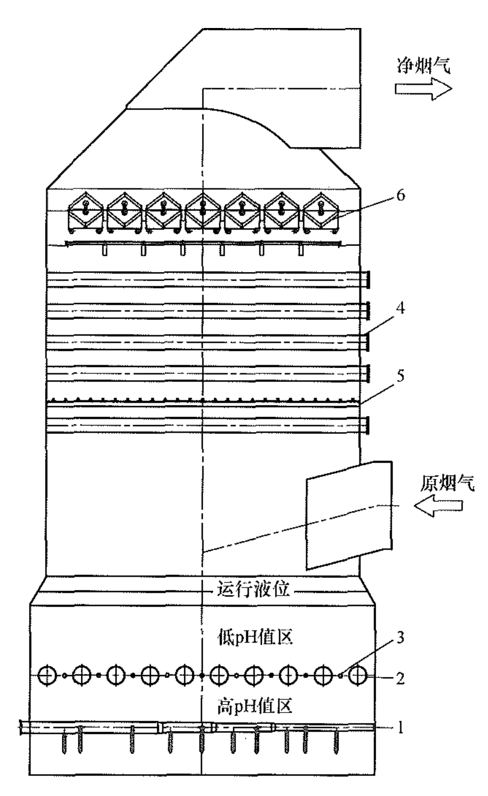


图 20-22 单塔双区（配置多孔托盘）喷淋塔结构示意图

1—扰动喷嘴管网；2—浆池隔离器；3—氧化空气管网；4—喷淋层；5—多孔托盘；6—除雾器

浆池隔离器所占横断面积较大，上部 pH 值较低的浆液流经池隔离器时流速增加，使得下方的浆液不会因为搅拌的作用往上返使得 pH 值中和。池隔离器能够稳定浆池区的不同 pH 值，使得石膏氧化和 SO_2 吸收同时高效进行。浆池隔离器上部浆液 pH 值为 4.9～5.5、下部浆液 pH 值为 5.1～6.3。

塔内除雾器一般采用三级屋脊式或一级管式+二级屋脊式除雾器。

（4）常见吸收塔主要工艺参数。超低排放项目常见吸收塔主要工艺参数见表20-1。

表 20-1　　典型吸收塔主要工艺参数表

项目	单位	喷淋空塔（提效）	旋汇耦合喷淋塔	单塔双区+多孔托盘喷淋塔	双循环喷淋单塔	双循环喷淋双塔
适应超低排放要求的入口 SO_2 浓度	mg/m^3	≤2000	≤10000	≤6000	≤6000	≤10000
最大脱硫效率	%	98.3	～99.7	～99.5	～99.5	～99.7
空塔烟气流速	m/s	3～4	～3.5	～3.5	～3.5	～3.5
喷淋层数	—	3～6	3～7	3～7	5～7	5～7
液气比	L/m^3	12～25	10～25	10～25	6～18	6～18
浆液 pH 值	—	5.3～5.8	5.3～5.8	池隔离器上方：4.9～5.5；池隔离器下方：5.1～6.3	上回路：5.8～6.5；下回路：4.5～5.3	上回路：5.8～6.5；下回路：4.5～5.3
脱硫提效装置	—	提效环	旋汇耦合器	1～2个多孔分布器	—	—
石灰石细度（90%通过）	目	250～325	250～325	250～325	250～325	250～325
石灰石纯度	%	≥90	≥90	≥90	≥90	≥90
塔内除雾器形式	—	一级管式+二级屋脊式	管束式除尘除雾装置	三级屋脊式或一级管式+二级屋脊式除雾器	三级屋脊式或一级管式+二级屋脊式除雾器	三级屋脊式或一级管式+二级屋脊式除雾器

2. 湿式球磨机

湿式球磨机将一定粒径的石灰石块加水研磨制成石灰石浓浆，经再循环浆液箱及泵、石灰石旋流器等一系列辅助设备处理后，最终制成粒径均匀且符合工艺要求的石灰石浆液。

（1）选型原则。湿式球磨机的出力根据脱硫石灰石耗量、选型系数（150%～200%）和设备台数确定。

（2）设备结构。湿式球磨机由进料装置、出料装置、回转部分、支撑装置、传动装置、高低压润滑油站、喷射润滑装置组成，结构示意图如图20-23所示。

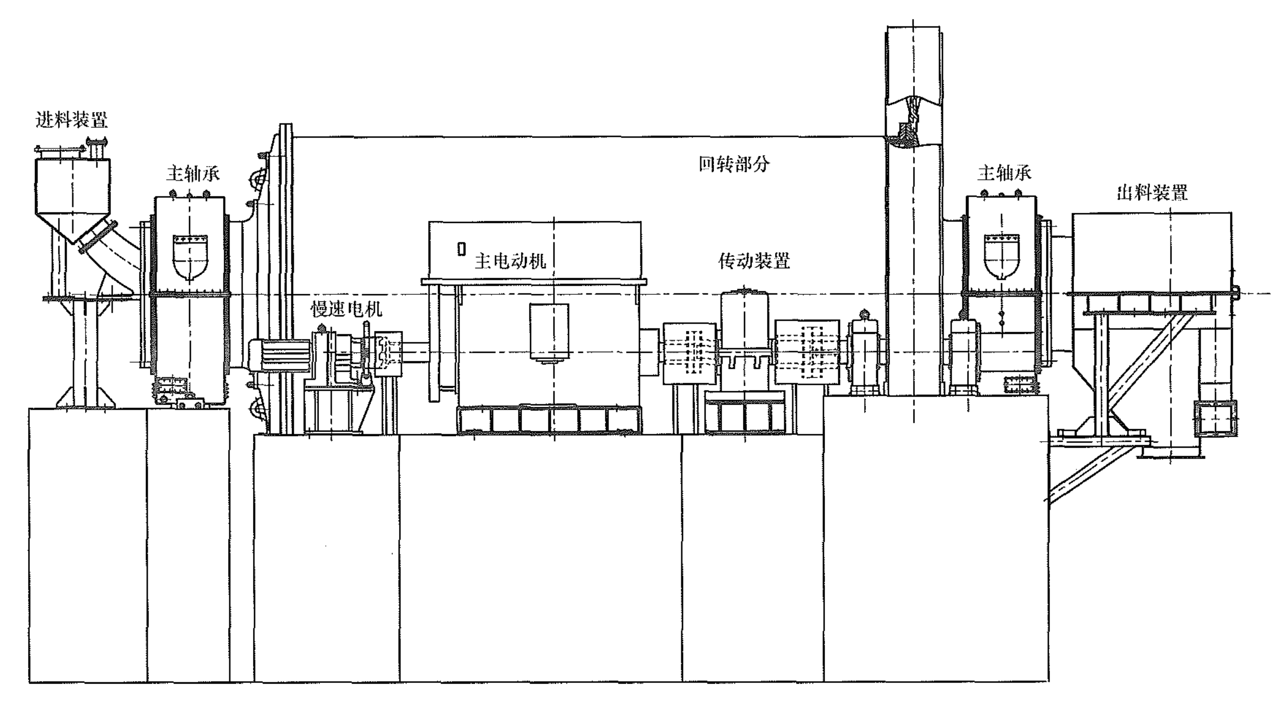


图 20-23　湿式球磨机外形结构示意图（一）

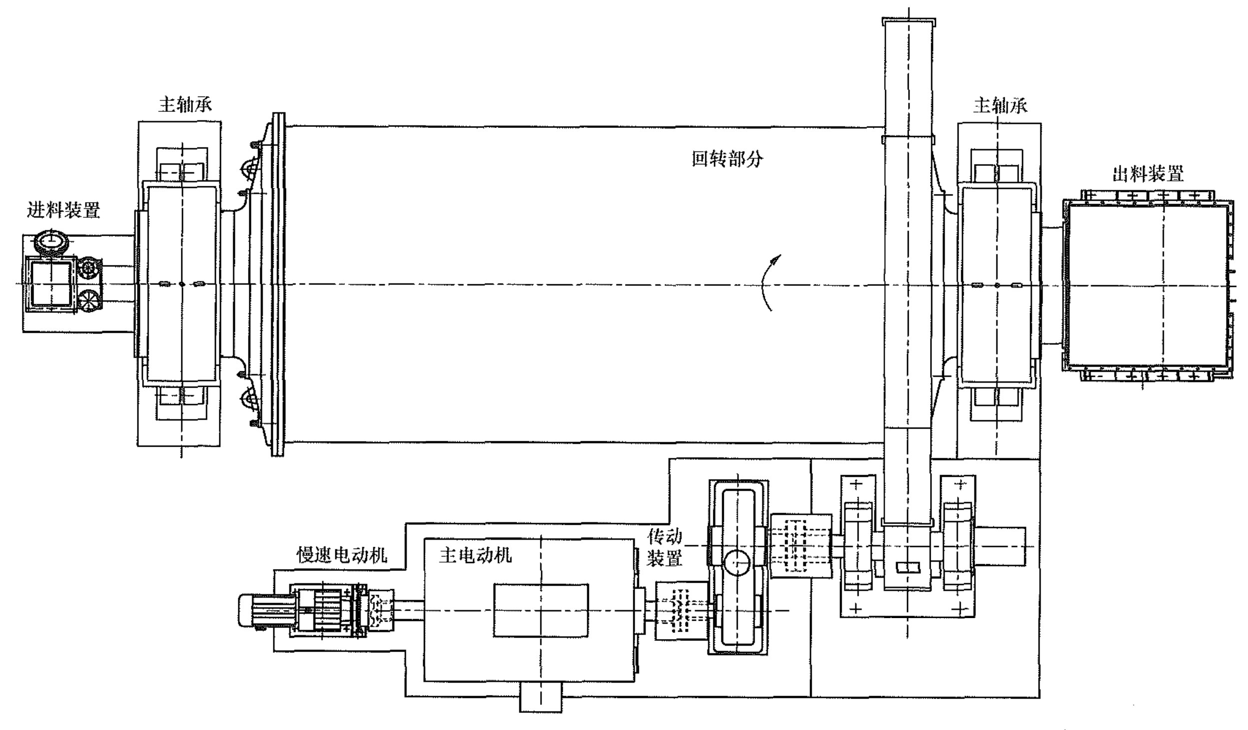


图 20-23 湿式球磨机外形结构示意图（二）

（3）技术参数。球磨机主要技术参数表见 表 20-2。

表 20-2 **湿式球磨机主要技术参数表**

项目	数 值									
入口石灰石粒度（mm）	0～20									
设计出力（t/h）	1～3	3.5～6.5	7～8	9～11	11～13	14～16	15～18	18～21	27～30	40～42
石灰石旋流器底流粒径（μm）	≤44（90%通过）									
筒体直径（mm）	1800	2100	2200	2400	2500	2700	2700	2900	3200	3600
筒体长度（mm）	4200	5000	5400	5800	5800	6000	6500	6500	7000	7500
传动方式	边缘传动									
电动机额定功率（kW）	110	200	280	380	400	500	560	630	900	1400

3. 烟气换热器

烟气换热器的作用是利用原烟气的热量直接或间接地加热脱硫后的净烟气，使排放烟温达到项目环评批复意见的要求，增强烟气的扩散能力，降低污染物稀释后的落地浓度，同时可以减轻烟囱“白烟”造成的视觉污染。

脱硫装置烟气换热器通常采用蓄热式换热器，主要有回转式 GGH 和热媒水式 GGH。

（1）选型原则。烟气换热器的选型应根据燃煤含硫量、烟气参数、脱硫效率、要求的净烟气温升、场地布置等条件确定。对于脱硫效率要求高的超低排放工程，不宜采用回转式 GGH。

（2）基本结构。

1）回转式 GGH。回转式 GGH 本体设备主要由换热元件、转子、转子外壳、顶部结构、端柱、转子中心驱动装置、密封风机、密封空气管道、底梁、吹灰器等组成，外壳的顶部和底部把转子通流部分分隔为两部分，使转子的一边通过原烟气，另一边的净烟气逆流方式通过。每当转子转动一圈完成一次热量交换。回转式 GGH 结构示意图如图 20-24 所示。

2）热媒水式 GGH。热媒水式 GGH 主要由烟气降温侧换热器、烟气升温侧换热器、循环水泵、辅助蒸汽加热器及疏水箱、热媒膨胀水箱（定压装置）、补水系统、加药系统及吹灰系统组成。原烟气先进入降温侧换热器，将热量传递给热媒水，热媒水通过强制循环将热量传递给净烟气。管内侧是热媒水、管外侧是烟气，管内流体的传热系数远高于管外流体，为了强化传热，广泛采用高频焊接翅片管。降温侧换热器和升温侧换热器都会遇到酸腐蚀，换热管材质可选用 ND 钢、镍基合金钢、外覆氟塑料钢管等。热媒水式

GGH 的换热器部分由换热模块组成，换热模块的结构示意图如图 20-25 所示。

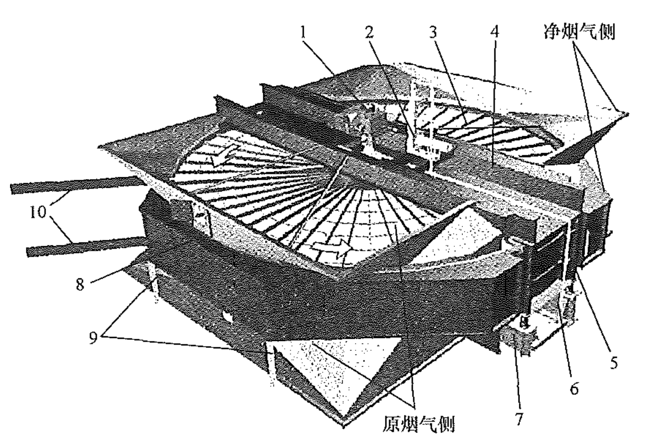


图 20-24 回转式 GGH 结构示意图

1—中心驱动装置；2—密封风机；3—转子；4—顶部结构；5—侧柱；6—密封空气管道；7—底梁；8—转子外壳；9—侧柱；10—吹灰器

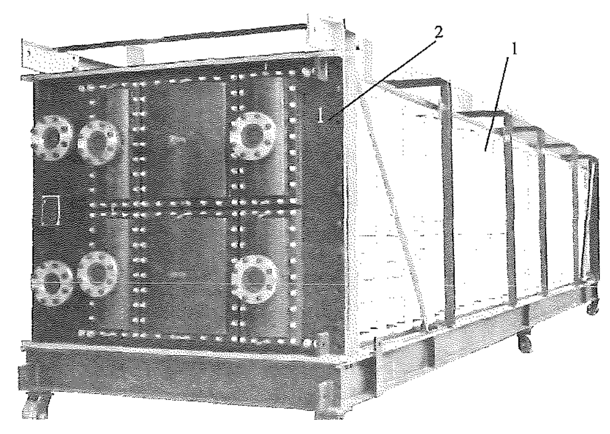


图 20-25 热媒水式 GGH 换热模块结构示意图

1—氟塑料换热管；2—壳体

吹灰装置是保障换热器安全、长期稳定运行的重要因素，一般采用蒸汽吹扫与高压水冲洗相结合的方式。压缩空气因温度和吹扫强度较低，不适宜做吹灰介质。

吹灰蒸汽参数一般为 1.0MPa，温度为 250℃的过热蒸汽。

标准状态下热媒水式 GGH 入口烟气烟尘浓度不应高于 $200mg/m^3$。

（3）主要技术参数。典型 1000MW 机组回转式 GGH 和热媒水式 GGH 的主要技术参数分别见表 20-3 和表 20-4。

表 20-3 典型 1000MW 机组回转式 GGH 主要技术参数表（参考）

序号	项目	单位	参数
1	形式		回转式
2	数量	台	1
3	转速（运行/清洗）	r/min	1.3
4	总泄漏量（未处理烟气→处理后烟气）	%	＜1.0
5	有效防泄漏系统形式		有
6	压降	Pa	900
7	换热元件		
	换热元件材质		低碳钢镀搪瓷
	换热面积	m^2	27691（单侧）
	换热元件总高	mm	725
	换热元件厚度	mm	1.0
	驱动电动机功率	kW	22
8	吹灰器		
	运行方式		半伸缩式
	安装数量	台	2
	安装位置		高温端/低温端
	吹扫介质		蒸汽
	耗汽量	t/h	2×4.2
	蒸汽压力	MPa	0.8～1.2
	蒸汽温度	℃	310～350
9	密封风机		
	形式		离心式
	数量	台	1
	介质		空气
	流量	m^3/h	4000
	压力	Pa	6000
	电动机功率	kW	22
10	低泄漏风机		
	形式		离心式
	数量	台	1
	介质		净烟气
	流量	m^3/h	58500
	压力	Pa	4400
	外壳材质/叶轮		316L
	电动机功率	kW	160
11	高压冲洗水泵		
	形式		柱塞式
	数量	台	1
	流量	kg/h	13000

续表

序号	项目	单位	参数
11	压力	MPa	10
	电动机功率	kW	55
12	低压冲洗系统		
	水量	kg/h	87500
	压力	MPa	0.6

表 20-4　典型 1000MW 机组热媒水式 GGH 技术参数（参考）

序号	项目	单位	参数	
1	型式		金属	氟塑料
2	数量	台	1	1
3	总泄漏量（未处理烟气→处理后烟气）	%	0	0
4	设置位置			
	降温段换热器		机组静电除尘器入口	机组静电除尘器出口
	升温段换热器		吸收塔出口	吸收塔出口
5	压降	Pa	1000	1500
6	换热元件			
	降温段换热器		20 钢+ND 钢	氟塑料管
	升温段换热器	m^2	ND 钢	第一级：氟塑料管 第二级：镍基不锈钢
7	热媒水循环量	m^3/h	～900	～1200
8	吹灰方式		蒸汽吹灰	在线水冲洗

续表

序号	项目	单位	参数	
9	本体设备电负荷	kW	180	150
10	外形尺寸			
	降温段换热器	m	7.5×6.5×7.2（共 6 个）	15.5×27×3.6（共 1 个）
	升温段换热器	m	18×14.5×9.5（共 1 个）	15.5×24×7.2（共 1 个）

4. 浆液循环泵

浆液循环泵用来将吸收塔浆池的浆液升压且连续送至吸收塔喷淋层，通过喷嘴充分雾化，在塔中部的吸收区形成较强的雾滴环境，落下的雾滴与逆流向上的烟气充分接触脱除 SO_2 等污染物。浆液循环泵采用离心式。

（1）选型原则。循环泵的流量根据吸收塔内实际饱和烟气流量和液气比确定，而液气比与吸收塔形式、入口二氧化硫浓度、脱硫效率等有关；扬程根据循环管道阻力、喷嘴压力、浆池最低运行液位与循环泵对应的喷淋层之间的静压差确定。

（2）设备结构。浆液循环泵由泵壳、叶轮、减速箱（或联轴器）和电动机等组成。泵壳通常采用垂直中分卧式结构。泵壳材质可采用内衬橡胶，也可采用耐磨陶瓷；叶轮采用耐磨耐腐蚀材料（合金、陶瓷）；泵体采用后拆式结构，可以在不拆卸进出口管路的前提下完成对叶轮、轴封、轴承等部件的检修和更换。在叶轮的前后盖板上都设计有副叶片，以减少通过叶轮与前护板间隙中的循环浆液流量，降低叶轮和前护板之间的磨损，平衡轴封区的轴向推力。浆液循环泵本体结构图如图 20-26 所示。

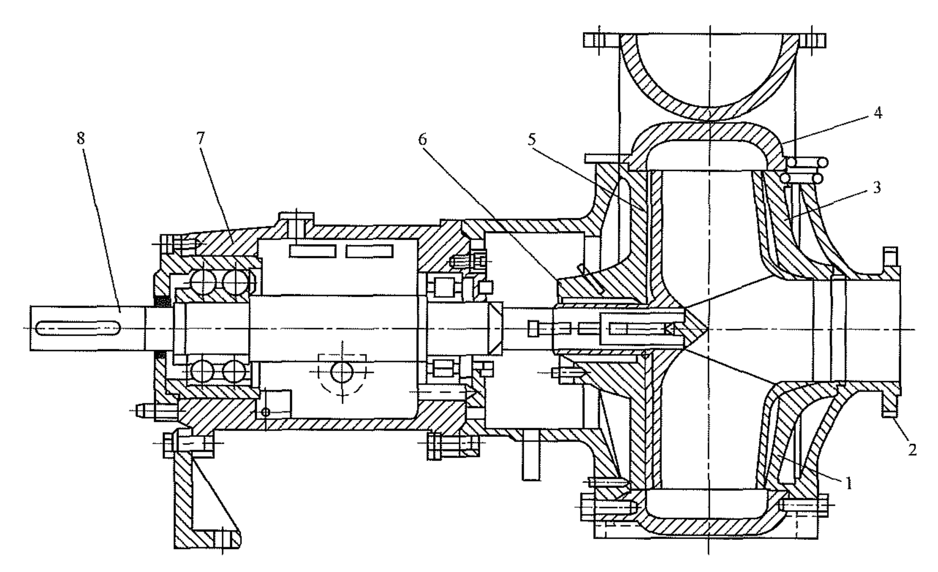


图 20-26　浆液循环泵本体结构图

1—叶轮；2—入口；3—前护板；4—蜗壳；5—后护板；6—机械密封；7—托架；8—轴

根据泵叶轮材质，浆液循环泵可分为合金泵和陶瓷泵，一般采用合金泵。

合金泵可以通过叶轮和前护板几何形状的改变进行泵水力效率的最优化设计，通常采用较大直径的叶轮，降低泵转速，提高使用寿命。合金材料一般采用双相不锈钢（CD4MCU）或高铬马氏体白口铸铁（A49）。A49 应用更为广泛，其成本低于双相不锈钢，且耐磨性能优于双相不锈钢。陶瓷泵已应用于少量项目，保证使用寿命为 56000h。

浆液循环泵轴封采用机械密封形式，同时用机封冲洗冷却水降温，提高使用寿命。

泵与电动机连接方式有直联驱动和减速机驱动两种，减速机驱动较为常用。

（3）主要技术参数。典型 1000MW 机组浆液循环泵（合金泵）主要技术参数见表 20-5。

表 20-5　典型 1000MW 机组的浆液循环泵（合金泵）主要技术参数表（参考）

序号	项目	单位	浆液循环泵 A	浆液循环泵 B	浆液循环泵 C	浆液循环泵 D
1	形式		卧式离心			
2	流量	m^3/h	10500			
3	扬程	m	21.3	23.3	25.3	27.3
4	效率	%	86.5	87	87.5	88
5	介质密度	kg/m^3	1130			
6	介质氯离子浓度	μL/L	60000			
7	转速	r/min	590	590	590	590
8	NPSHr	m	9.8	9.7	9.5	9.1
9	轴功率	kW	852	926	1000	1073
10	电动机功率	kW	1000	1120	1120	1250
11	驱动方式		电动机＋减速箱			
12	密封形式/密封水流量	m^3/h	机械密封/0.5			
13	叶轮材质		双相不锈钢 1.4593			
14	叶轮使用寿命	h	30000			
15	泵壳材质		球墨铸铁加冷铸陶瓷			
16	泵壳使用寿命	h	50000			
17	机械密封材质		SiC			
18	机械密封使用寿命	h	8000			

5. 真空皮带脱水机

真空皮带脱水机用于脱硫副产物处置的第二级处理，对石膏旋流器浓缩后的底流进行真空脱水处理，形成表面含水率不超过 10%的脱硫石膏。

（1）选型原则。皮带脱水机的出力根据脱硫石膏产量、选型系数（150%～200%）和设备台数确定。

（2）基本结构。真空皮带脱水机机架为焊接钢结构，整台机架分段组成，包括前机架、后机架和中间机架。加料槽采用尾形加料槽，槽内设有若干条导向筋条，使石膏浆液均布在滤布上；真空盘下部由导向滚轮支撑，真空盘上部有易于更换的滤板（滤板上均布滤孔）；集液管收集真空盘中滤液并送至气液分离器，通常采用 FRP 管；滤布清洗槽内固定两根带有喷嘴的喷管，从正、反两面冲洗滤布，冲洗后的水经清洗槽出口流出；滤布连续运行，拉紧并保持适当宽度，避免滤布起皱。真空盘和集液管之间由数根真空胶管连接。

驱动装置由电动机、摆线针轮减速器组成，通过驱动装置带动滤布驱动辊来带动滤布的连续运转。

钢框架采用高品质低碳钢外衬防腐材料；滤带采用带鳞状裙边的橡胶带，使用寿命不低于 38000h；滤布采用聚酯材料，使用寿命不低于 8000h。

真空皮带脱水机结构示意图如图 20-27 所示。

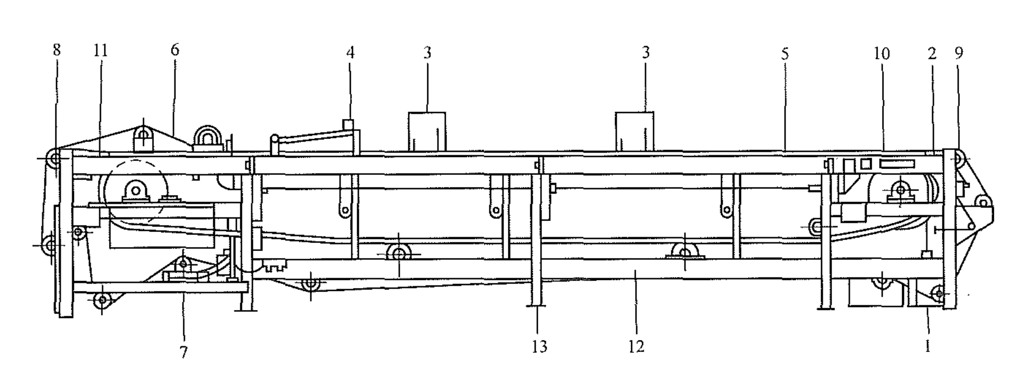


图 20-27　真空皮带脱水机结构示意图

1—滤布洗涤；2—橡胶脱水带洗涤；3—滤饼洗涤箱；4—给料箱；5—橡胶脱水带；6—滤布；7—滤布纠偏机构；8—滤布张紧；9—卸料辊；10—驱动滚筒；11—从动滚筒；12—真空盘；13—框架

（3）主要技术参数。典型真空皮带脱水机主要技术参数见表 20-6。

表 20-6　典型真空皮带脱水机主要技术参数（参考）

项　目	数　值			
设计出力（t/h）	25	28	37	42
有效过滤面积（m^2）	26.9	32	42	48
滤饼厚度（mm）	30	20	30	23.5
有效过滤宽度（mm）	2400	2200	3000	2500
正常/最大/最小滤带速度（m/min）	～6/7/2	～5/6/2	～6/9/1	7.51/10/6.4
外形尺寸长×宽（mm×mm）	17000×4600	18870×5000	19300×6300	22670×5200
皮带驱动电动机功率（kW）	15	7.5	15	11
真空泵最大吸气能力（m^3/h）	8200	6100	9960	9000
真空度（kPa）	-70～-30	-80	-60～-40	-60～-40
真空泵密封水流量（m^3/h）	～18.5	～16.5	12.1～16.6	～18.5
真空泵电机功率（kW）	185	160	185	200

真空皮带脱水机的脱水面积参数见表 20-7。

表 20-7　真空皮带脱水机的脱水面积表（参考）

真空槽长度（m）	脱水面积（m^2） 皮带宽度（m）				
	1.2	1.6	2.0	2.4	3.2
3	3.12	—	—	—	—
6	6.24	8.64	—	—	—
9	9.36	12.96	16.56	—	—
12	12.48	17.28	22.08	26.88	—
15	—	21.6	27.6	33.6	45.15
18	—	—	33.12	40.32	54.18
21	—	—	—	47.04	63.21
24	—	—	—	53.76	72.24
27	—	—	—	—	81.27
30	—	—	—	—	90.3

注　真空皮带脱水机设计出力数值（t/h）约为脱水面积（m^2）的 0.85 倍。

二、海水脱硫系统

（一）系统说明及系统图

海水脱硫是利用天然海水所具有的碱度来作为 SO_2 的吸收剂，达到脱除锅炉烟气中 SO_2 的一种湿法脱硫工艺。与石灰石湿法脱硫相比，该工艺不需要吸收剂制备和副产物处理系统，也不产生任何废物，系统和设备不结垢，具有技术成熟、工艺简单、系统可靠、投资和运行费用低、运行稳定等特点，脱硫效率可达 90%以上。

海水脱硫工艺系统主要由烟气系统、二氧化硫吸收系统、海水供应系统、海水水质恢复系统等组成。典型的系统流程图如图 20-28 所示。

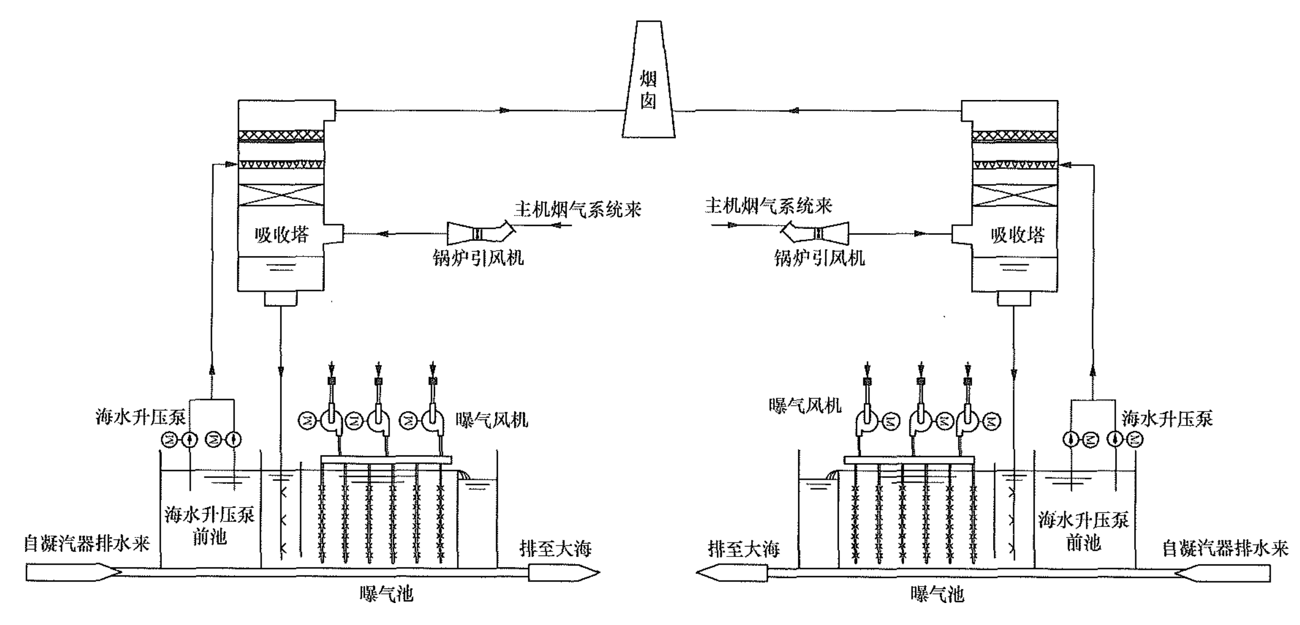


图 20-28　典型海水脱硫工艺系统图

1. 烟气系统

该系统参见本节的石灰石-石膏湿法脱硫系统。

2. 二氧化硫吸收系统

在海水脱硫工艺中，该系统就是指吸收塔系统。原烟气进入吸收塔，与从上而下喷淋的海水逆流接触，完成 SO_2 的吸收，反应后的海水从吸收塔下部排出，自流至曝气池。吸收塔目前有填料塔和喷淋塔两种型式。

当吸收塔为填料塔时，300MW 级及 600MW 级机组按一炉一塔配置；1000MW 机组按一炉两塔配置，典型的系统图分别如图 20-29 和图 20-30 所示。

当吸收塔为喷淋塔时，300MW 级及以上机组可按一炉一塔配置，典型的系统图如图 20-31 所示。

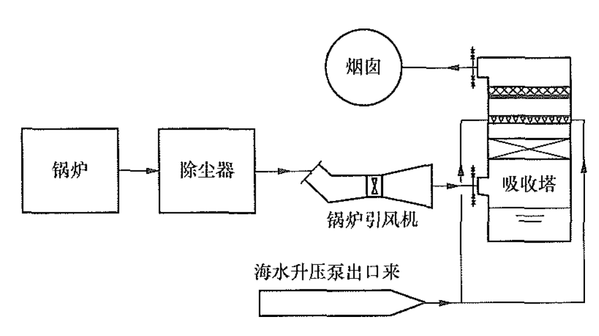


图 20-29 典型吸收塔系统图（填料塔，一炉一塔）

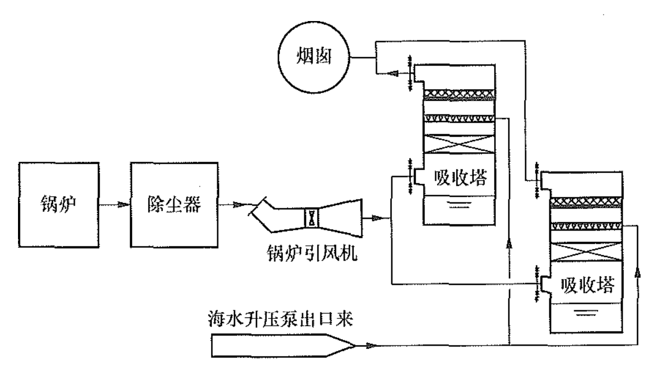


图 20-30 典型吸收塔系统图（填料塔，一炉两塔）

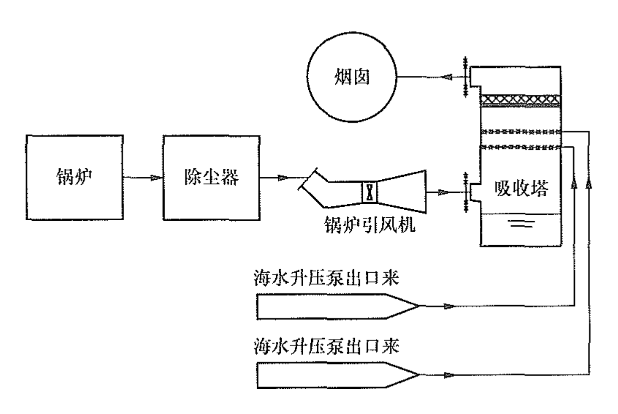


图 20-31 典型吸收塔系统图（喷淋塔，一炉一塔）

3. 海水供应系统

海水供应系统主要由海水升压泵及其管道等组成，从机组循环水系统排出的海水，部分进入前池，再由升压泵吸入并泵送至吸收塔布水层或喷淋层。该系统在工程中有以下配置方案：

（1）每台炉设置独立的供水系统（单元制）。当吸收塔为填料塔时，每座吸收塔宜按 2×50%配置海水升压泵，系统图如图 20-32 所示；当吸收塔为喷淋塔时，海水升压泵的数量按喷淋层数确定，一般不宜少于两台，系统图如图 20-33 所示。

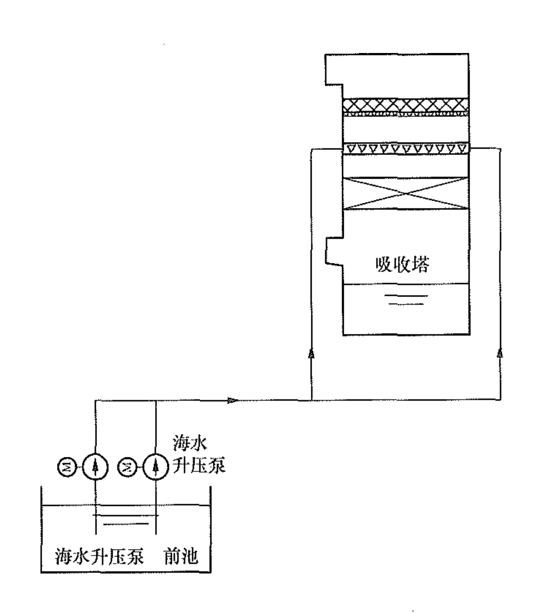


图 20-32 海水供应系统图（单元制，填料塔）

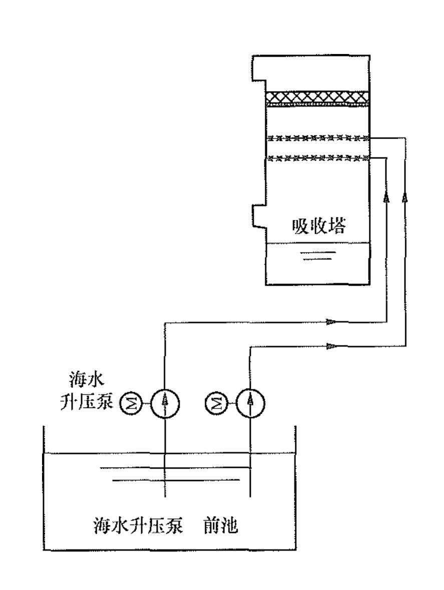


图 20-33 海水供应系统图（单元制，喷淋塔）

（2）两台炉设一套海水供应系统，吸收塔为填料塔，两座吸收塔按 3×50%配置海水升压泵，系统图如图 20-34 所示。

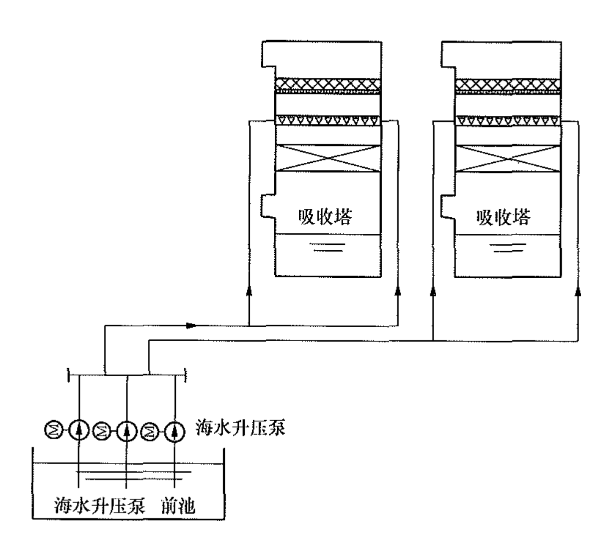


图 20-34 海水供应系统图（两炉公用，填料塔）

4. 海水水质恢复系统（海水曝气系统）

海水水质恢复系统主要由曝气风机及其管道、曝气池等组成。从吸收塔排出的海水，在混合池与新鲜海水混合后流入曝气池，由曝气风机鼓入空气完成海水水质和 pH 值的恢复，最后经出水池排出。该系统在工程中有以下配置方案：

（1）海水水质恢复系统采用单元制，即一炉配一池，典型系统图如图 20-35 所示。

（2）两炉公用一套曝气系统，即两台炉共用一个曝气池，典型系统图如图 20-36 所示。

（二）主要设计原则

1. 总体部分

（1）烟气脱硫装置应能在锅炉的任何负荷工况下持续安全运行。烟气脱硫装置的负荷变化速度应与锅炉负荷变化率相适应。

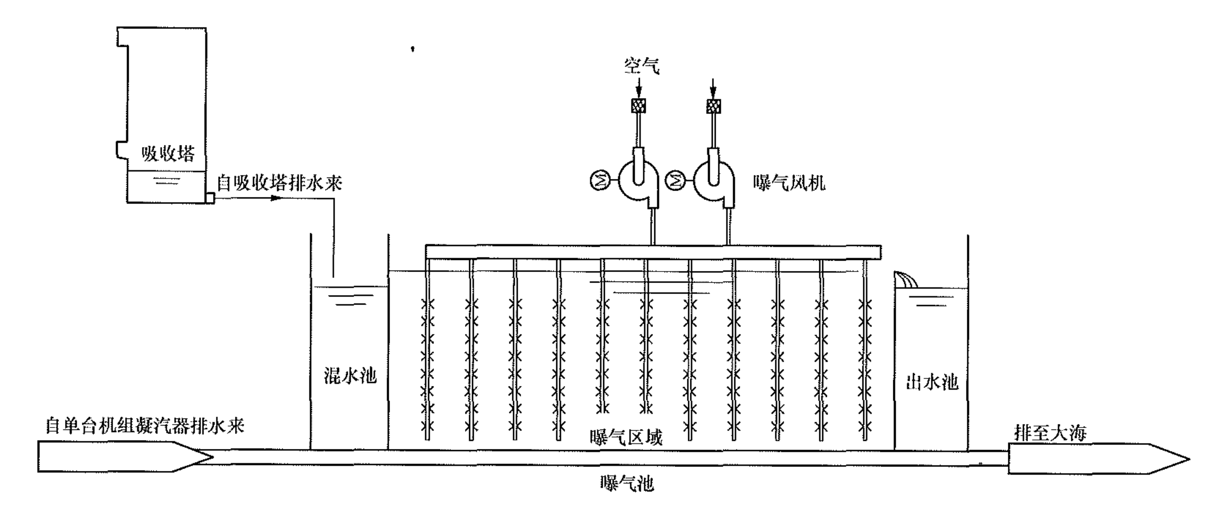


图 20-35 典型海水水质恢复系统图（单元制）

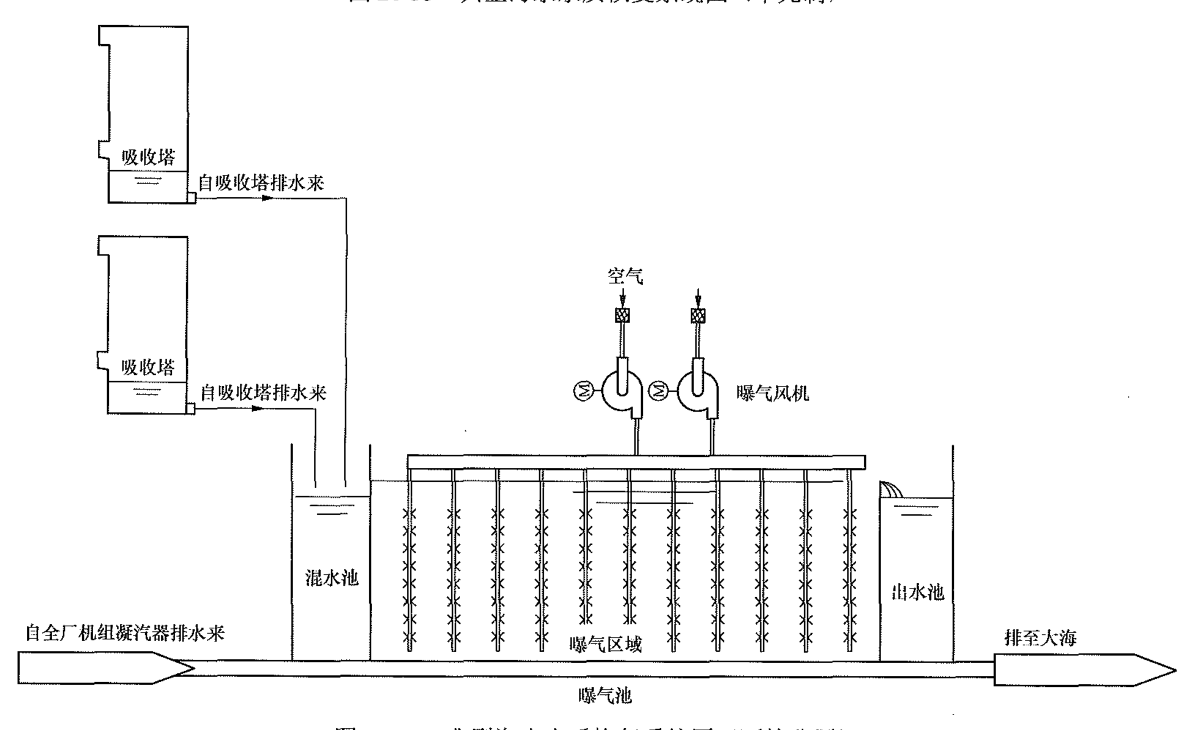


图 20-36 典型海水水质恢复系统图（两炉公用）

（2）脱硫装置宜利用主体工程的电源、水源、气源和汽源。

（3）脱硫装置的可用率应与主体机组相同。

（4）脱硫装置的烟气排放相关指标、海水排放相关指标应满足当地环保标准。

（5）脱硫装置设计应符合 GB/T 19229.3《燃煤烟气脱硫设备 第 3 部分：燃煤烟气海水脱硫设备》的相关内容。

2. 烟气系统

烟气系统设计原则参见石灰石-石膏湿法脱硫系统。

3. 二氧化硫吸收系统

（1）每台炉宜设置 1 套二氧化硫吸收系统。

（2）入口设计 SO_2 的设计值应根据燃煤煤种可能出现的变化情况和硫分变化趋势确定。

（3）新建项目：设计处理烟气量宜按锅炉最大连续蒸发量工况下设计煤种或校核煤种的烟气条件，取大值，可不另加裕量；设计烟气温度宜采用设计煤种锅炉最大连续蒸发量工况下，从主机烟道进入脱硫装置接口处的运行烟气温度加 15℃，短期运行温度可加 50℃。

（4）改造项目：宜根据实测烟气参数确定设计和校核烟气条件。

（5）海水脱硫吸收塔可选用填料塔或喷淋塔。填料塔可采用混凝土结构，喷淋塔可采用钢结构。吸收塔内部结构应考虑烟气流动要求和湿烟气及海水防腐技术要求。

（6）吸收塔采用填料塔时，填料层至少设置一层；采用喷淋空塔时，喷淋层不宜少于两层。最终填料层数或喷淋层数根据烟气量、SO_2 浓度、脱硫效率、海水温度、海水水质、季节变化以及技术特点配置。

4. 海水供应系统

（1）300MW 级及以上机组宜按每台机组设置独立的供水系统。

（2）海水升压泵的数量宜按吸收塔数量或喷淋层数确定。

（3）海水升压泵房宜设置取水前池。

（4）取水前池的流道设计应满足 GB/T 50265《泵站设计规范》的相关要求。

（5）海水升压泵过流部件材质应能满足海水腐蚀环境运行要求，可参照主机组循环水泵材质选用。

（6）吸收塔供水管道可采用玻璃钢管，当需要通过道路等设施敷设时可采用直埋方式，在可能承压的直埋管道上方应采取保护措施，并符合 DL/T 5339—2006《火力发电厂水工设计规范》的有关规定。

（7）海水供水管道上应设置流量、压力监测点。

（8）海水升压泵可选择卧式离心泵或立式混流泵，其中卧式离心泵又可分为单级单吸卧式离心泵和单级双吸卧式离心泵，具体形式应根据工程具体参数通过技术经济比较确定。

（9）海水升压泵为立式混流泵时，泵进口采用喇叭形进水流道，当排出口公称直径大于 1200mm 时，可采用其他进水流道。

5. 海水水质恢复系统（海水曝气系统）

（1）海水水质恢复系统可采用纯塔外曝气、塔内辅助曝气加塔外曝气、塔内一体式曝气等方式。

（2）300MW 级及以上机组曝气池宜采用一炉配一池的方式。

（3）曝气池内有效曝气区域的大小应根据脱硫装置入口烟气参数、脱硫效率、海水水质条件、海水排水水质要求和环境温度等因素确定，应有良好的运行经济性。

（4）海水潮位变化不应影响曝气池的正常运行，曝气池应和虹吸井同等的防止高潮位海水外溢的措施。

（5）海水水质恢复系统可不设曝气池外旁路。

（6）曝气池溢流堰的标高应根据循环水排水虹吸井标高、吸收塔内海水液位和循环水排水沟出口处设计高潮位以及海水排水沟阻力等因素确定，保证排水自流至排水口。

（7）曝气池出口应设有 pH 值和溶解氧（DO）的在线监测仪表，化学需氧量（COD）测量可设置手动取样点人工分析。

（8）曝气风机选型应按照曝气池设计液位进行选型计算，可不设置备用，数量不宜少于 2 台。

（9）对仅接触海水的水道，应使用耐海水腐蚀的混凝土；对接触脱硫后的海水水道、曝气池体内壁，应采取耐酸腐蚀防腐设计。

（10）曝气风机的风量选型应满足夏季和冬季海水水质恢复系统的设计要求。

（11）曝气风机一般采用离心风机，可采用单级离心风机或多级离心风机，具体形式应根据工程具体参数通过技术经济比较确定。

（12）曝气风机流量应考虑 10%裕量，压头考虑 20%裕量。

（13）海水水质恢复系统的工艺设计及设备选型应同时满足对排放海水中 pH 值、COD 以及 DO 的要求。

（三）主要设备选型

1. 吸收塔

吸收塔为海水脱硫工艺的核心设备，烟气在塔内经海水洗涤后脱除烟气中的 SO_2。

吸收塔的选型应根据入口烟气参数、脱硫效率要求、海水水质、运行能耗、场地布置等条件确定。

（1）设备结构。根据结构形式分为喷淋塔和填料塔。

1）喷淋塔。海水喷淋塔与石灰石湿法脱硫系统喷淋塔的结构基本相同，如图 20-37 所示。

喷淋塔的优点是压损小，海水雾化效果好，塔内结构简单，不易结垢和堵塞，检修工作量少。不足之处是，脱硫效率受气流分布不均匀的影响较大，喷淋泵能耗较高，除雾较困难，对喷嘴制作精度、耐磨和耐蚀性要求较高。

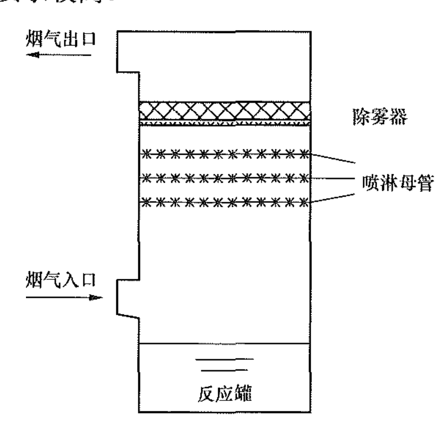


图 20-37　海水喷淋塔示意图

2）填料塔。填料塔结构图如图 20-38 所示。与喷淋塔相比，最大区别在于塔内设置有填料层。塔内一般设置 2～3 层填料层，单层高度 2～3m，层间间隙不小于 1.5m，填料一般采用结构空隙较大的填料，材质多选用 PP 材料。

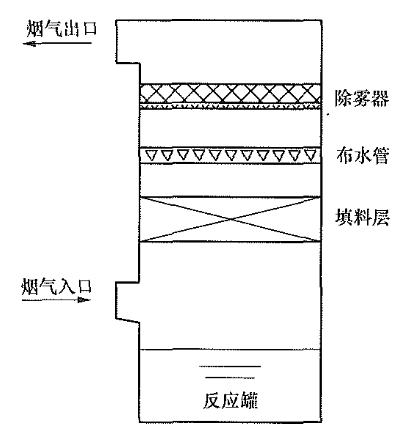


图 20-38　填料塔示意图

由于填料塔是依靠湿化填料表面来获得吸收 SO_2 的液体表面积，因此可以采用母管制供给海水，塔内顶部的分支喷管和喷嘴的数量比喷淋塔少得多，喷嘴的结构简单，但要求喷出的海水均匀，有一定的重叠度，确保能覆盖整个填料层。海水的均匀性直接影响脱硫效率。

（2）技术参数。目前国内外部分已投运 300MW 及以上机组海水脱硫吸收塔主要技术参数见表 20-8，供设计时参考。

表 20-8　　300MW 及以上机组海水脱硫吸收塔主要设计参数表

机组容量	300MW	300MW	600MW	300MW	300MW	1000MW	600MW	300MW
吸收塔配置	1 炉 1 塔	1 炉 1 塔	1 炉 1 塔	1 炉 1 塔	1 炉 1 塔	1 炉 2 塔	1 炉 2 塔	1 炉 1 塔
类型	填料塔	填料塔	填料塔	填料塔	填料塔	填料塔	喷淋塔	喷淋塔
脱硫效率（%）	≥90	≥90	≥95	≥95	≥90	≥92	≥90	≥95
吸收塔入口烟气量（m^3/h）	120×10^4	113×10^4	233×10^4	125×10^4	134×10^4	330×10^4（2 塔）	192×10^4（2 塔）	114×10^4
吸收塔入口 SO_2 浓度（mg/m^3）	～1400	～2488	～1244	～2285	～1788	～2226	～2343	～1539
吸收塔尺寸（长×宽×高/直径×高，m）	14.3×14.3×18.4	14.3×14.3×18.4	16.55（直径）×19.45（高）	16×16	14.2×14.2×16.43	16.25×16.05×15	12（直径）×38（高）	12（直径）×30.5（高）
塔内烟气流速（m/s）	～2.3	2～3	～3	～1.9	2～3	2～3	～2.8	～3
塔内烟气停留时间（s）		～8	～8	～2	2～3	2～3		6～8
液气比（L/m^3）	～6.65	～8.83	～11.88	～14.4		～7	～20.4	
吸收塔阻力（Pa）	～1140	～1200	～950	～1000			～2200	
进入吸收塔的海水量（m^3/h）	～7360	～10000	～13300	～9000		～23040	～19500	

2. 海水升压泵

海水升压泵用于将洗涤烟气的海水输送至吸收塔。

（1）选型原则。升压水泵的流量根据吸收塔需要的海水量确定，而海水量与吸收塔形式、入口二氧化硫浓度、脱硫效率、海水总碱度等因素有关；扬程根据供水管道阻力、吸收塔布水层进口（或喷淋层）所

要求的压力、吸收塔布水管道（或喷淋层）与泵吸水前池最低工作液位间的静压差确定。

（2）设备结构和参数。根据结构形式分为卧式离心泵和立式混流泵。

1）卧式离心泵。卧式离心泵根据结构形式又可分为单级单吸卧式离心泵和单级双吸卧式离心泵。

a. 单级单吸卧式离心泵。单级单吸卧式离心泵为IS型泵，广泛应用于石灰石-石膏湿法脱硫系统中，其中流量最大的是吸收塔浆液循环泵，目前该泵最大流量已达 $14000m^3/h$。如在海水脱硫工艺中应用，泵的材质应适用于海水。

b. 单级双吸卧式离心泵。单级双吸离心泵为S型泵，又称为水平中开式离心泵，设备外形如图20-39所示。泵体的进出口均在水泵轴心线下方，与轴线垂直呈水平方向，泵壳中开，检修时无须拆卸进水、出水管道及电动机。从联轴器向泵的方向看，水泵为顺时针方向旋转，根据需要也可生产逆时针旋转的泵。

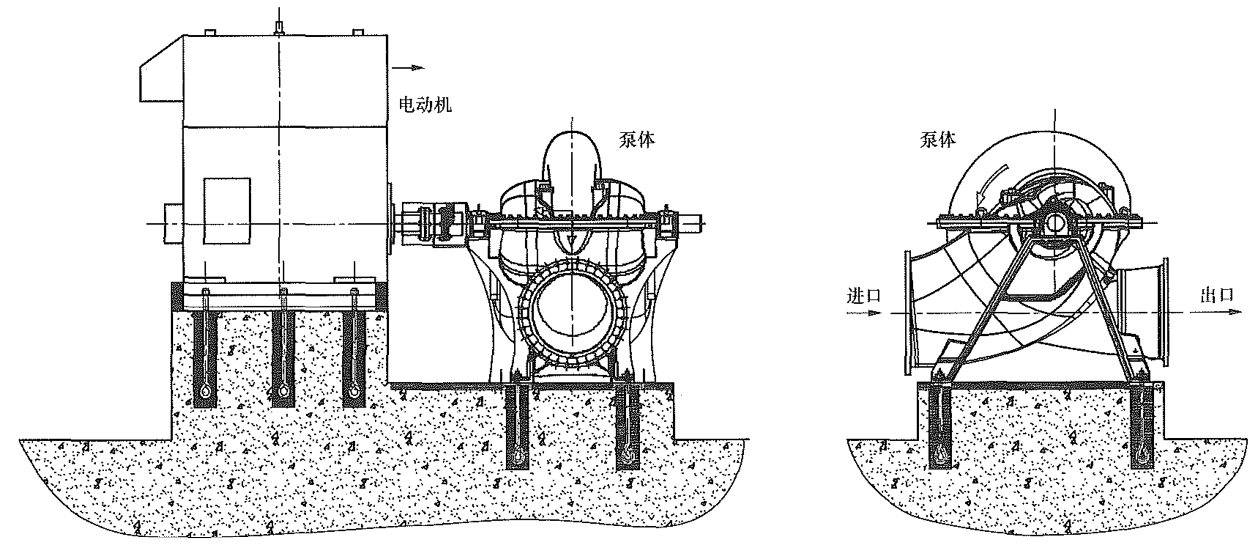


图20-39　单级双吸卧式离心泵外形图

单级双吸离心泵的主要零件有：泵体、泵盖、叶轮、轴、双吸密封环、轴套、轴承等。泵材质可根据用户实际需要选择，如铜、铸铁、球铁、316不锈钢、双向钢、哈氏合金、蒙耐合金，钛合金及20号合金等。

单级双吸离心泵流量可达 $20000m^3/h$ 以上，常用单级双吸离心泵的主要技术参数见表20-9。

表20-9　单级双吸离心泵的主要技术参数表

序号	流量（m^3/h）	扬程（m）	转速（r/min）	轴功率（kW）	电动机功率（kW）	效率（%）	必需汽蚀余量（NPSH）（m）	叶轮直径（mm）	泵质量（kg）
1	1620	24.5	970	140.4	185	72	6	460	1722
2	2628	22	970	187.4	240	84	7.5	—	1722
3	3240	24	970	236	280	85	7.5	500	1722
4	4320	25	730	358.7	450	82	7	—	1722
5	5500	22	730	370.2	450	89	7	—	1722
6	6480	19	730	389.9	450	86	7	—	1722
7	9900	37	500	997	1250	80	6	670	10000
8	10800	33	500	1155	1600	84	5.5	670	10000
9	11664	42	600	1597	2000	84	7.5	760	—
10	12960	26	600	1073	1400	85.5	7.5	620	—
11	16000	18	370	891	1040	91	3.8	1170	17300

2）立式混流泵。立式混流泵属于叶片式泵，这种泵具有大流量、低扬程、高比转数、高效率、占地面积小，性能参数可变性，以及适合低水位条件等特点，为电厂循环水系统中常用泵。

立式混流泵主要零部件包括吸入锥管、导流壳、连接管、出水弯管、叶轮、主轴、推力轴承、导轴承、

底板、电动机架等，其外形如图 20-40 所示。

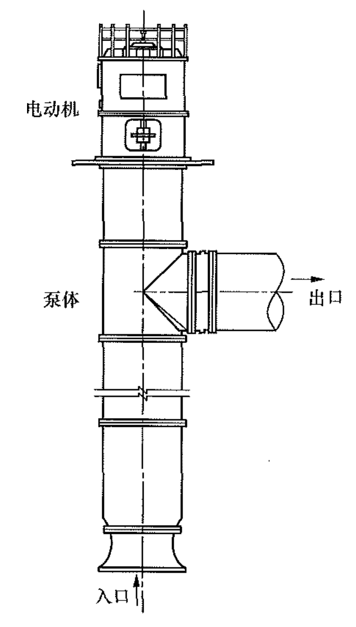


图 20-40　立式泵外形图

常用立式混流泵的主要技术参数见表 20-10。

表 20-10　立式混流泵的主要技术参数表

序号	型号	流量（m^3/h）	扬程（m）	转速（r/min）	效率（%）
1	600HL-16	2908	16	980	54.3
2	600HL-24	2052	24	980	84.3
3	700HL-12	4426	12	730	84.3
4	700HL-24	3744	24	730	85.2
5	900HL-16	8010	16	590	85.6
6	900HL-24	5688	24	590	85.8
7	1200HL-16	12492	16.6	485	86.2
8	1200HL-24	9072	24	485	86.7
9	1400HL-16	21348	16.5	365	87.8
10	1400HL-24	14328	23.5	365	87
11	1600HL-16	27828	16.5	322	87.1
12	1600HL-24	18396	23.5	322	87.3
13	1800HL-16	32400	16.8	300	87.2
14	1800HL-24	22968	24	300	87.5
15	2000HL-16	34790	16.8	273	87.3
16	2000HL-24	26640	24	273	87.7
17	2200HL-24	33048	24	250	87.9

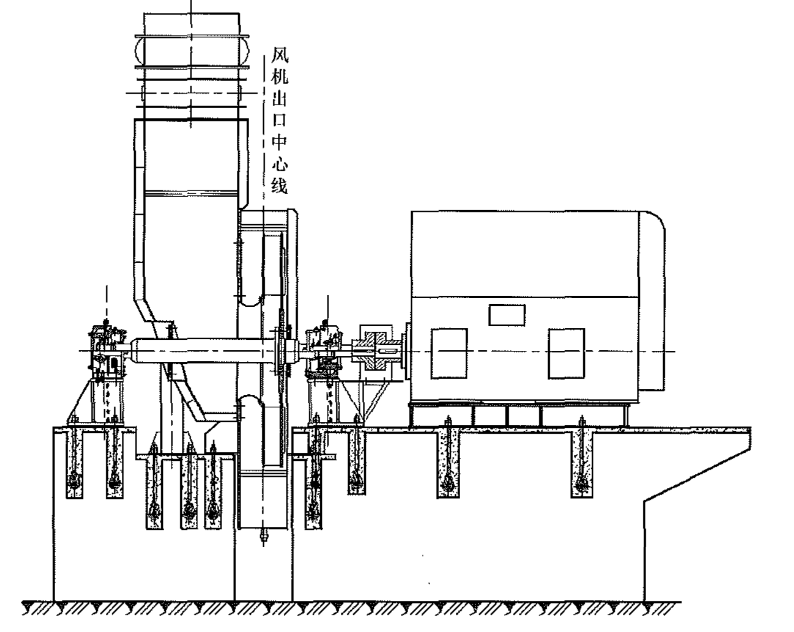
3. 曝气风机

曝气风机为海水水质恢复系统的主要设备，用于向曝气池鼓入空气。一般采用离心式鼓风机。

（1）选型原则。曝气风量原则上根据曝气器的类型、SO_2 脱除量、新鲜海水水质、海水排放标准中的 DO 和 COD 等指标确定。曝气风机的压头根据风机进出口风管阻力、曝气头处最高海水深度产生的静压、曝气装置阻力等确定。

（2）设备结构和参数。离心式鼓风机分为单级和多级。

1）单级离心鼓风机。单级离心鼓风机利用高转速来达到所需风压和风量，较多级风机流道短，减少了多级间的流道损失，转速高，风量大但风压相对较小，设备外形如图 20-41 所示。



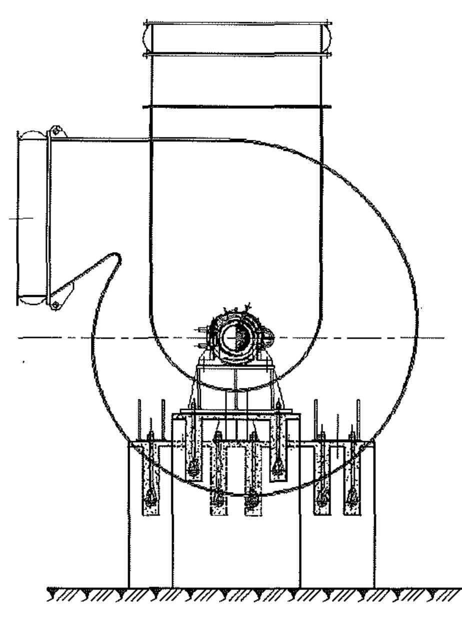


图 20-41　单级离心风机外形图

据了解目前单级离心风机的流量可达 18 万 m^3/h 以上，图 20-42 表示了单级离心风机的性能参数曲线，供工程人员参考选用。

2）多级离心鼓风机。多级离心鼓风机利用逐级加压的方式，提高风压，特点是风压大但风量相对小，该类风机的外形如图 20-43 所示。

据了解目前多级离心风机最大流量可达 4.5 万 m^3/h，常用多级离心风机的技术参数见表 20-11。

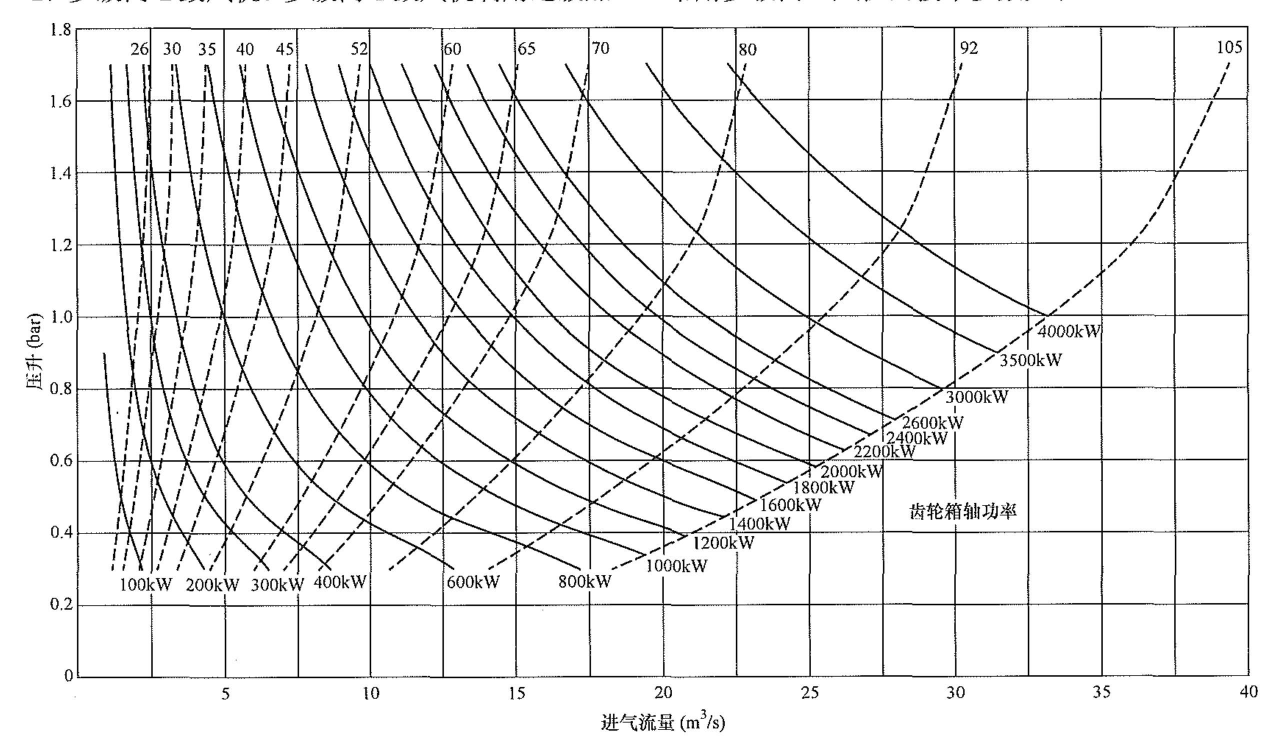


图 20-42　单级离心风机的性能参数曲线

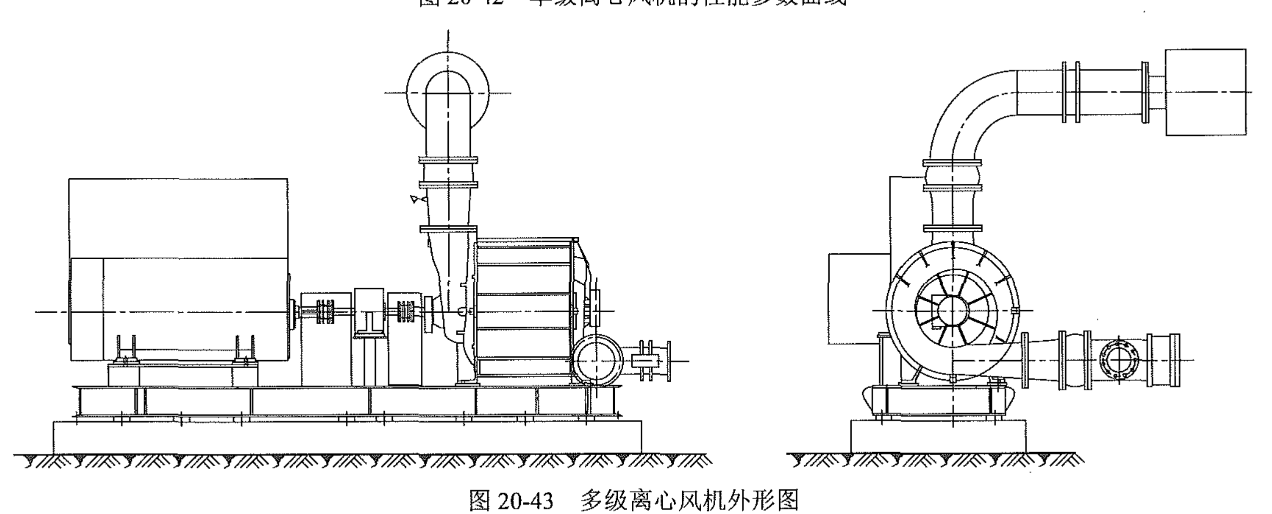


图 20-43　多级离心风机外形图

表 20-11　　多级离心风机的技术参数表（参考）

序号	进口工况（介质：空气）				出口工况		主轴转速（r/min）	所需功率（kW）
	流量（m^3/h）	压力（kPa）	温度（℃）	介质密度（kg/m^3）	绝对压力（kPa）	升压（mmH_2O）		
1	6000	98	37	1.1	137.2	4000	2980	77
2	7200	98	37	1.1	151.9	5500	2980	122
3	8400	98	37	1.1	147	5000	2980	131
4	9000	98	37	1.1	137.2	4000	2980	115
5	10800	98	37	1.1	147	5000	2980	169
6	12000	98	37	1.1	156.8	6000	2980	220

续表

序号	进口工况（介质：空气）				出口工况		主轴转速（r/min）	所需功率（kW）
	流量（m^3/h）	压力（kPa）	温度（℃）	介质密度（kg/m^3）	绝对压力（kPa）	升压（mmH_2O）		
7	15000	98	37	1.1	147	5000	2980	244
8	18000	98	37	1.1	147	5000	2980	293
9	24000	98	37	1.1	156.8	6000	2980	459
10	30000	98	37	1.1	147	5000	2980	489
11	36000	98	37	1.1	147	5000	2980	587
12	36000	98	37	1.1	166.6	7000	2980	788

第二节 脱 硝 系 统

火力发电厂的脱硝系统一般采用 SNCR 脱硝技术、SCR 脱硝技术以及 SCR\SNCR 混合法脱硝技术。

一、脱硝系统类型

（一）SNCR 脱硝技术

SNCR 是不采用催化剂的情况下，在炉膛或循环流化床分离器内烟气适宜处喷入含氨基还原剂（一般为氨水或尿素等），利用炉内高温促使氨和 NO_x 反应，将烟气中 NO_x 还原成 N_2 和 H_2O。SNCR 脱硝工艺合适的反应温度区间为 850～1150℃，其化学反应与 SCR 法相同。SNCR 技术应用在煤粉锅炉上一般能达到 30%～40%的 NO_x 脱除率，对于 CFB 锅炉，通过旋风分离器将还原剂和烟气充分混合，脱硝效率可达到 60%～80%。

SNCR 过程不需要催化剂，SNCR 脱硝工艺的还原剂可以是液氨，尿素或氨水。

当采用液氨和氨水为还原剂时，氨还原 NO_x 的化学反应式为

$$4NH_3+4NO+O_2 \longrightarrow 4N_2+6H_2O$$
$$4NH_3+2NO+2O_2 \longrightarrow 3N_2+6H_2O$$
$$8NH_3+6NO_2 \longrightarrow 7N_2+12H_2O$$

上述反应中第一反应是主要的，烟气中 95%的 NO_x 是以 NO 的形式存在的，在没有催化剂的情况下，上述反应的温度窗口为 850～1050℃。SNCR 中温度的控制是至关重要的，当温度低于 800℃，NO_x 的还原速度会很快下降，反应速度会很低，氨的泄漏损失增加；当反应区温度高于 1150℃，氨气会被氧化成 NO，而且 NO_x 的还原速度也会很快下降，化学反应式如下：

$$4NH_3+5O_2 \longrightarrow 4NO+6H_2O$$

当还原剂为尿素时，反应温度窗口为 950～1150℃，其化学还原反应为

$$CO(NH_2)_2 \longrightarrow 2NH_2+CO$$
$$NH_2+NO \longrightarrow N_2+H_2O$$
$$2CO+2NO \longrightarrow N_2+2CO_2$$

为了提高 SNCR 对 NO_x 的还原效率，降低氨的泄漏量，应在设计阶段重点考虑以下几个关键的工艺参数：燃料类型、锅炉负荷、炉膛结构、受热面布置、过量空气量、NO 浓度、炉膛温度分布、炉膛气流分布以及 CO 浓度等。

（二）SCR 脱硝技术

在催化剂的作用下，喷入烟气中的氨气（NH_3）在相对较低温度下选择性地将烟气中的 NO_x 还原成 N_2 和 H_2O，从而达到脱除 NO_x 的目的。根据催化剂的不同种类，反应温度在 300～420℃之间，其最高脱硝率可达到 90%以上。

SCR 脱硝系统一般由还原剂储存和制备系统、还原剂混合系统、还原剂喷射系统、反应器系统及监测控制系统等组成。

选择性催化还原脱硝技术是通过在烟气中加入氨气（NH_3），在催化剂作用下，利用氨气与 NO_x 的有选择性反应，将 NO_x 还原成 N_2 和 H_2O，其主要反应式为

$$4NO+4NH_3+O_2 \longrightarrow 4N_2+6H_2O$$
$$6NO+4NH_3 \longrightarrow 5N_2+6H_2O$$
$$2NO_2+4NH_3+O_2 \longrightarrow 3N_2+6H_2O$$
$$6NO_2+8NH_3 \longrightarrow 7N_2+12H_2O$$

上述反应中第一反应是主要的。采用催化剂后，上述反应温度可以在 300～420℃之间进行，相当于省煤器与空气预热器之间的烟气温度。

（三）SNCR/SCR 联合脱硝技术

SNCR 脱硝法效率不高，喷氨量准确调节困难；SCR 脱硝法脱硝效率高，但投资大，运行费用高。

SNCR/SCR 联合脱硝法为采用 SNCR 法脱去烟气中部分 NO_x，再利用 SNCR 在炉膛内逃逸的氨在省煤器后的 SCR 反应器中与未被氧化还原的 NO_x 进一步氧化还原，获得较高的脱硝效率。SNCR/SCR 联合脱硝技术降低催化剂反应器尺寸，减少 SCR 投资。SNCR/SCR 联合脱硝工艺示意图如图 20-44 所示。

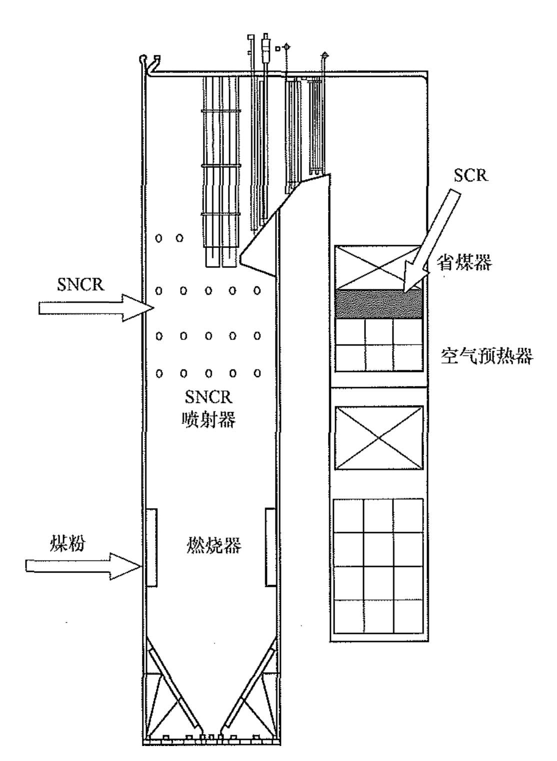


图 20-44 SNCR/SCR 联合脱硝工艺示意图

（四）烟气脱硝技术比选

烟气脱硝技术的综合比较见表 20-12。

三种脱硝方式的化学反应机理一致，区别在于催化剂的使用与否，影响化学反应的温度和效率。

二、SNCR 脱硝工艺

SNCR 脱硝工艺具有以下特点：

（1）系统简单，不需要改变现有锅炉的设备设置，整个还原过程在锅炉内部进行，不需另设反应器。

（2）SNCR 脱硝系统一次性投资费用小，运行成本低。

（3）脱硝过程不使用催化剂，系统不增加阻力。

（4）SNCR 脱硝系统设备，如氨罐或尿素储槽占地面积小。尿素热解炉可放置于锅炉钢架之上而不需要额外的占地。

（5）SNCR 脱硝在锅炉内部进行，脱硝效率受锅炉设计、锅炉负荷等因素影响较大，脱硝效率较低。

（6）不采用催化剂，不受煤质和煤灰的影响，可单独使用或作为 SCR 以及其他低氮燃烧技术的补充。

（一）系统说明

SNCR 脱硝工艺中常使用的还原剂有尿素、液氨和氨水。

表 20-12　　烟气脱硝技术综合比较表

项目	SCR 工艺	SNCR 工艺	SNCR/SCR 混合工艺
反应剂	液氨或尿素	氨水或尿素，尿素为主	氨水或尿素，尿素为主
反应温度	300～420℃	850～1050℃（采用氨水为还原剂） 950～1150℃（采用尿素为还原剂）	前段：850～1150℃， 后段：300～400℃
催化剂	催化剂用量高	不使用催化剂	后段加装少量催化剂
脱硝效率	50%～90%	煤粉炉：30%～40%，循环流化床：60%～80%	55%～85%
反应剂喷射位置	多选择于省煤器与 SCR 反应器间烟道内	通常在炉膛内喷射，锅炉负荷不同喷射位置不同，需与锅炉厂家配合	通常在炉膛内喷射，锅炉负荷不同喷射位置不同，需与锅炉厂家配合
SO_2/SO_3 氧化	SO_2/SO_3 氧化高	不导致 SO_2/SO_3 氧化	SO_2/SO_3 氧化较 SCR 低
NH_3 逃逸	≤2.5mg/m³	≤8mg/m³	≤3.8mg/m³
对空气预热器影响	NH_3 与 SO_3 易形成 NH_4HSO_4 造成堵塞或腐蚀	不导致 SO_2/SO_3 的氧化，造成堵塞或腐蚀的机会很低	SO_2/SO_3 氧化率较 SCR 低，造成堵塞或腐蚀的机会较 SCR 低
系统压力损失	催化剂会造成压力损失	没有压力损失	催化剂用量较 SCR 小，系统压力损失低
燃料的影响	高灰分会磨耗催化剂，碱金属氧化物、重金属等会使催化剂钝化或中毒	无影响	催化剂量少，影响比 SCR 低
锅炉的影响	受省煤器出口烟气温度的影响	受炉膛内烟气流速及温度分布的影响	影响与 SNCR 相同
吹灰	需布置多层吹灰器	不需要	最多一层吹灰器

续表

项目	SCR 工艺	SNCR 工艺	SNCR/SCR 混合工艺
投资及运行费用	高	低	较高
老厂改造	复杂	易	中

（1）以尿素为还原剂的典型的SNCR脱硝工艺流程如图20-45所示。首先将尿素制成50%的尿素浓溶液，再稀释成5%～10%的尿素稀溶液，经输送泵送至炉前的计量分配系统，经过精确计量分配至每个喷枪，喷入炉膛脱除NO_x。

（2）以液氨为还原剂的SNCR脱硝工艺流程如图20-46。SNCR系统液氨的接收和储存以及液氨蒸发与SCR系统相同。

（3）以氨水为还原剂的SNCR脱硝工艺流程见图20-47。氨水作为还原剂的SNCR系统相对较少。

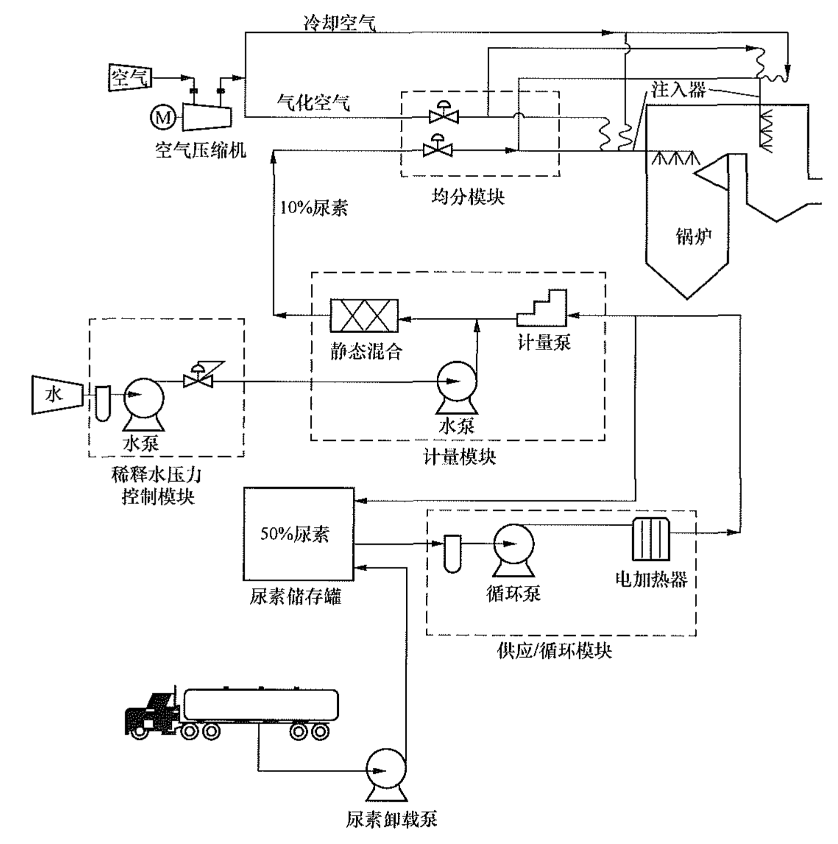


图 20-45　以尿素为还原剂的典型的SNCR脱硝工艺流程

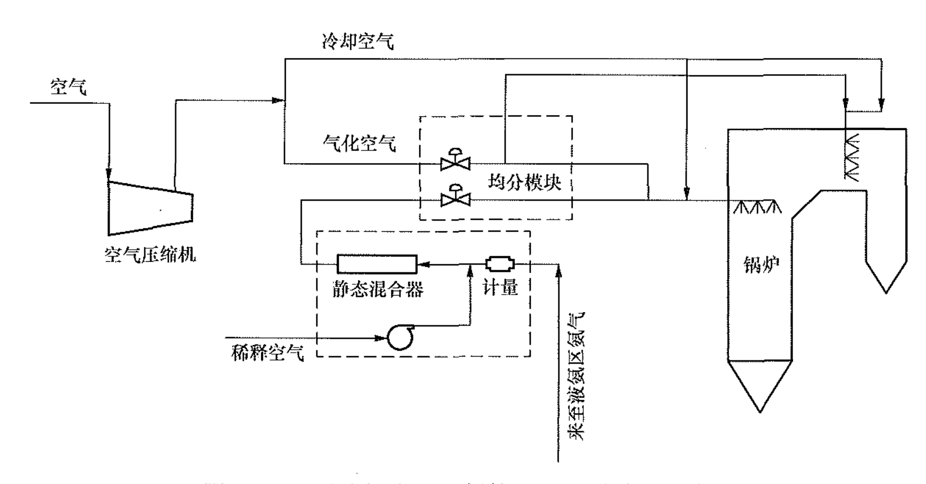


图 20-46　以液氨为还原剂的SNCR脱硝工艺流程

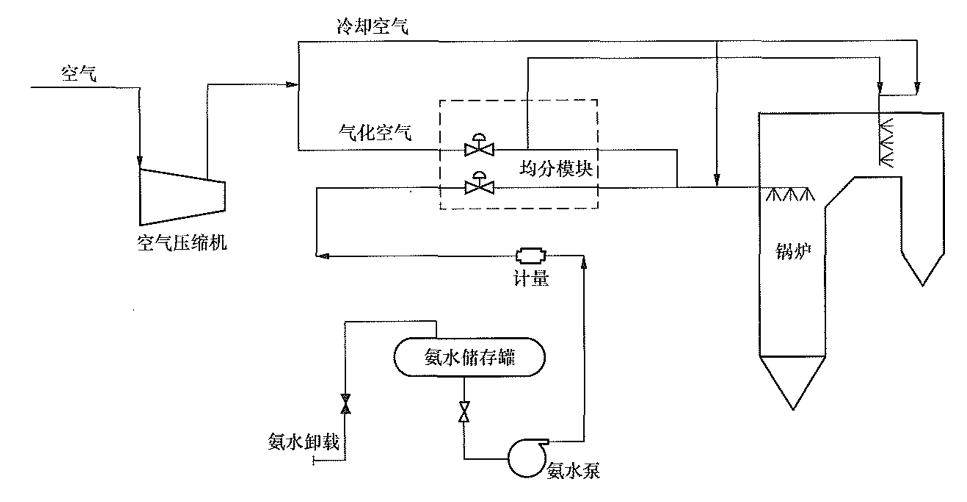


图 20-47 以氨水为还原剂的 SNCR 脱硝工艺流程图

（二）主要设计原则

1. 设计要求

（1）SNCR 工艺应与低 NO_x 燃烧技术联合使用。

（2）脱硝工程设计应由具备相应资质的单位承担，设计文件应按规定的内容和深度完成报批手续，并符合国家有关强制性法规、标准的规定。

（3）SNCR 系统应能满足锅炉正常运行工况下任何负荷安全连续运行，并能适应机组负荷变化和机组启停次数的要求。

（4）SNCR 脱硝系统负荷响应能力应满足锅炉负荷变化率的要求。

（5）SNCR 脱硝工艺的氨逃逸浓度控制在 $8mg/m^3$ 以下。

（6）SNCR 对锅炉效率的影响小于 0.5%。

（7）SNCR 工艺喷入炉膛的还原剂应在最佳烟气温度区间内与烟气中的 NO_x 反应，并通过喷射器的布置获得最佳的烟气-还原剂混合程度以达到最高的脱硝效率。

（8）应在锅炉内选择若干区域作为还原剂的喷射区，当锅炉负荷变化时调整喷射区域以获得最佳的反应温度。

（9）SNCR 脱硝系统不应对锅炉运行产生干扰，不增加烟气阻力。

（10）还原剂在锅炉最佳温度区间内的停留时间宜大于 0.5s。

2. 分系统设计原则

（1）尿素溶液的溶解与存储系统。尿素溶液存储系统与 SCR 脱硝的尿素制氨工艺中的溶解与存储系统相同，具体见本节“五 尿素制氨工艺”的内容。

（2）尿素溶液输送系统。设置 2×100%尿素溶液输送泵将储存罐的尿素溶液输送至炉膛附近的计量、分配系统，完成与稀释水的混合，尿素溶液一般需要低压蒸汽伴热，或者输送泵出口一般设置一台电加热器。

（3）稀释系统。每台锅炉一般配置 1 套稀释水压力控制系统，用于向每台锅炉的还原剂计量系统输送一定压力和流量的稀释水，用于稀释尿素溶液。

（4）尿素溶液计量、分配系统。用于准确计量和独立控制还原剂浓度，并根据烟气中 NO_x 的浓度、锅炉负荷、燃料量的变化自动分配调节锅炉各个注入区域尿素溶液的流量。尿素溶液分配系统的管道和阀门应采用不锈钢。

（5）尿素溶液炉前喷射系统。喷射系统中的喷射器用于扩散和混合尿素溶液。可采用墙式喷射器、单喷嘴枪式喷射器和多喷嘴枪式喷射器。

（三）设计计算

1. 设计输入数据

一般考虑将锅炉燃用设计煤种 BMCR 工况下的烟气参数及污染物作为脱硝系统的输入数据，所需的主要数据如下：

（1）烟气流量（m^3/h、标准状态、湿基/干基）。

（2）拟采用的还原剂及其纯度。

（3）炉膛出口烟气 NO_x 排放浓度。

（4）烟气污染物成分及浓度（NO_x、SO_2、SO_3、O_2、H_2O、HCl、灰尘含量、标准状态、干基）。

（5）炉膛出口过量空气系数。

（6）要求的氨氮摩尔比。

（7）炉膛烟气温度范围及温度断面、炉膛烟气压力。

（8）锅炉本体及相关平台布置图。

（9）锅炉负荷变化范围。

（10）飞灰成分及粒径分布。

（11）可允许的用于还原剂喷射空间。

（12）SNCR 出口烟气污染物浓度要求（NO_x、NH_3 的逃逸率）。

2. 主要性能参数计算

（1）脱硝效率

脱硝装备脱除的 NO_x 量与未经脱硝前烟气中所含 NO_x 量的百分比，按式（20-1）计算：

$$\eta=\left(1-\frac{C_2}{C_1}\right)\times 100\% \qquad (20\text{-}1)$$

式中　η——脱硝效率，%；

C_2——脱硝反应装置出口烟气中NO_x的浓度（标准状态，3% O_2—燃油机组；6% O_2—燃煤机组；15% O_2—燃机），以NO_2计，mg/m^3；

C_1——脱硝反应装置入口烟气中NO_x的浓度（标准状态，3% O_2—燃油机组；6% O_2—燃煤机组；15% O_2—燃机），以NO_2计，mg/m^3。

（2）SNCR脱硝工艺的尿素小时耗量的计算。

$$G_n=\frac{Q_v\times C_{NO}\times 60}{30\times 10^6}\times\frac{r}{2} \qquad (20\text{-}2)$$

式中　G_n——纯尿素的小时耗量，kg/h；

Q_v——炉膛的烟气流量（标准状态，干基，6%O_2），m^3/h；

C_{NO}——脱硝系统未投入运行时，炉膛烟气NO浓度（标准状态，干基，6%O_2），mg/m^3；

r——氨氮摩尔比，根据SNCR脱硝效率而定，对于煤粉炉氨氮摩尔比为1.0～2.0，对于循环流化床锅炉氨氮摩尔比为1.2～1.5。

（四）主要设备选型

尿素为还原剂的SNCR工艺的主要设备有尿素溶解罐、尿素溶液循环泵、尿素溶液储罐、输送泵、稀释水泵、背压控制阀、计量分配装置、尿素溶液分配器等。设备的选型和设置需执行HJ 563《火电厂烟气脱硝工程技术规范选择性非催化还原法》。

1. 尿素溶液储罐

两台机组可共设两台，总存储容量不小于SNCR装置BMCR工况下5天的总消耗量。将固体尿素配置成50%浓度的溶液。

2. 尿素溶液循环输送泵

尿素溶液循环输送泵作用为将尿素溶解罐中的尿素输送到尿素溶液储罐中，一用一备。尿素溶液循环输送泵采用离心泵。

3. 尿素溶液输送泵

尿素溶液输送泵作用为将尿素溶液输送至锅炉区，一用一备，经稀释水稀释后输送至尿素计量分配系统。

4. 尿素溶液稀释水泵

按照给定的烟气条件和脱硝效率，稀释水泵提供稀释水将尿素溶液浓度稀释至10%以下。稀释水供应泵宜按2×100%配置，采用多级离心泵。

5. 尿素溶液喷射器

SNCR炉前喷射装置主要有墙式喷射器、自动注入式喷枪、多喷嘴枪式喷射器等。喷射器应选用耐磨、耐腐蚀的材料制造，通常为不锈钢材料。

（1）墙式喷射器外形类似于锅炉短吹灰器，分布在锅炉前墙、燃烧器的上方。

（2）多喷嘴式喷射器类似于锅炉的伸缩式吹灰器，分布在锅炉两侧墙。需要配备冷却水、自动机械回撤、转动除灰、高温测量、断水报警等设备。

（3）自动伸缩注入器在需要时，插入锅炉，还原剂注入喷射器，喷射器可自动缩回，还原剂喷射后关闭。

（五）设备布置

除了还原剂制备外，SNCR技术主要考虑SNCR区喷射装置的布置。系统设备就近布置在锅炉平台上。煤粉锅炉根据各种炉型及受热面的布置，并充分考虑负荷变化，选择炉膛烟气温度适合的区域。CFB锅炉SNCR最佳还原剂注射点为旋风分离器入口，如图20-48所示。

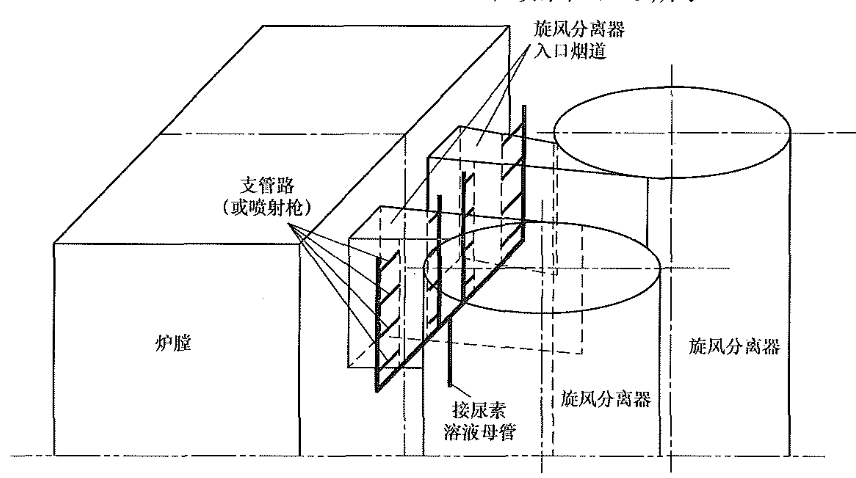


图20-48　CFB锅炉SNCR技术还原剂的最佳喷射位置

（六）SNCR/SCR联合脱硝工艺

1. SNCR/SCR联合脱硝系统说明

典型循环流化床锅炉SNCR/SCR联合脱硝工艺流程如图20-49所示。SNCR/SCR联合脱硝工艺有2个反应区。锅炉对流受热面或循环流化床锅炉旋风分离器为第一个反应区。尿素溶液喷射系统将尿素送入锅炉，在

此区域，一部分尿素溶液与烟气中的NO_x发生选择还原反应，实现初步脱硝。SCR反应器是SNCR/SCR联合脱硝工艺的第二个反应区。第一反应区的一部分尿素溶液发生热解反应，生成氨气，尿素热解生成的氨气在催化剂的作用下在反应器内进一步脱硝。SNCR/SCR联合脱硝工艺通过两个反应区最终实现对NO_x的排放控制。

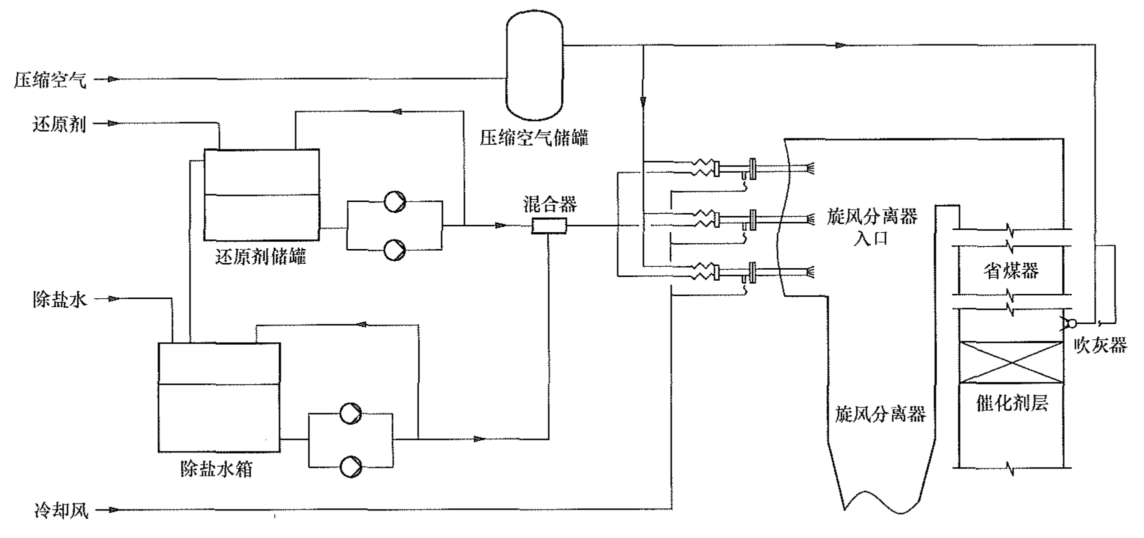


图20-49　典型循环流化床锅炉SNCR/SCR联合脱硝工艺流程

2. SNCR/SCR联合脱硝系统设计要点

SNCR/SCR联合脱硝工艺的第一个反应区SNCR反应段，按照SNCR的工艺设计要求，主要区别为：

（1）SNCR/SCR联合脱硝工艺不设置喷氨格栅和烟气混合器，应根据催化剂对进口烟气流速偏差、烟气流向偏差、烟气温度偏差的要求设置导流装置。

（2）SNCR/SCR联合脱硝工艺对催化剂、反应器、进出口烟道和催化剂起吊设施的要求与SCR工艺相同。

（3）循环流化床锅炉SCR催化剂宜布置于尾部烟道内的高、低温省煤器之间，催化剂层数宜为1～2层，烟气压降宜不大于600Pa。

3. SNCR/SCR主要工艺参数

SNCR/SCR联合脱硝技术主要工艺参数见表20-13。

表20-13　SNCR/SCR联合脱硝技术主要工艺参数

项目	单位	工艺参数	
温度区间	℃	SNCR	950～1150℃（采用尿素还原剂） 850～1050℃（采用液氨和氨水还原剂）
		SCR	一般300～420℃
氨氮摩尔比	—	1.2～1.8	
还原剂停留时间	s	＞0.5（SNCR区域）	
催化剂	—	与SCR技术催化剂参数一致	
脱硝效率	%	55～85	
阻力	Pa	≤600	
氨逃逸浓度	mg/m^3	≤3.8	
NO_x排放浓度		可实现达标排放或超低排放	

三、SCR脱硝工艺

SCR脱硝效率一般为50%～90%，SCR脱硝工艺具有以下特点：

（1）系统复杂，需设置反应器，对锅炉布置及锅炉钢架设计产生影响。

（2）SCR脱硝系统建设一次性投资费用高，运行成本高。

（3）脱硝过程使用催化剂，烟气系统增加1.0～1.2kPa阻力，最大不超过1.4kPa。

（4）需要的氨罐或尿素储槽较大，需专门设置氨区或尿素制氨车间。

（5）SCR脱硝在反应器内进行，脱硝效率较高，锅炉负荷变化影响主要为低负荷时烟气温度低于催化剂反应温度。

（6）采用催化剂，一般与低氮燃烧技术共同使用，煤质和煤灰会引起催化剂堵塞、中毒和腐蚀。

（一）系统说明

1. 系统流程

SCR脱硝反应系统由SCR催化反应器、喷氨系统、稀释空气供应系统以及控制系统组成。典型的SCR脱硝反应系统工艺流程图如图20-50所示。锅炉省煤器出口的烟气通过喷氨格栅与氨气充分混合后，进入SCR反应器中进行催化还原反应，脱除大部分NO_x后进入空气预热器。

2. 烟气系统

典型的烟气系统流程图如图20-51所示。为保证烟气流场的稳定性和均匀性，工程设计中需要借助于数值模拟计算（CFD）对SCR脱硝的烟气系统、反应

器进行数值模拟，必要时还需要建立实体物理模型以确认烟气平稳均匀流动。

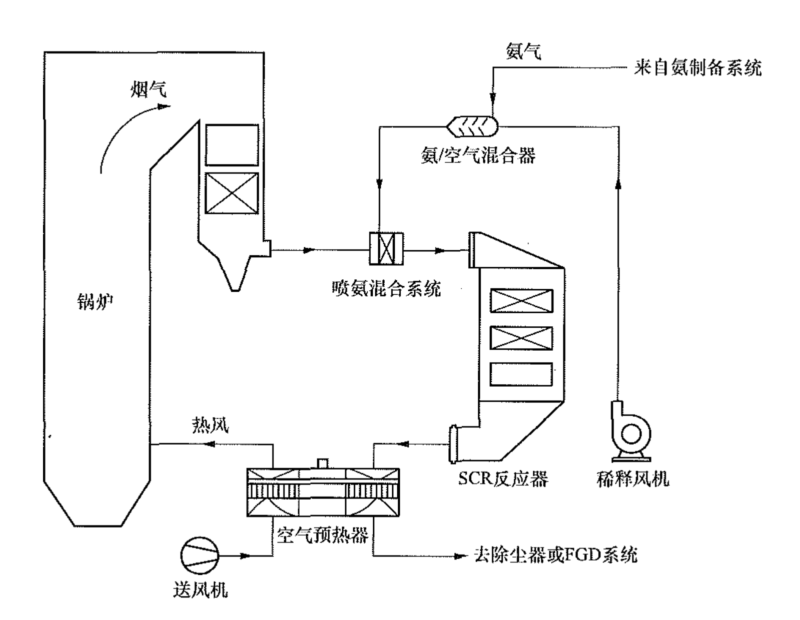


图 20-50　典型的 SCR 脱硝反应系统工艺流程图

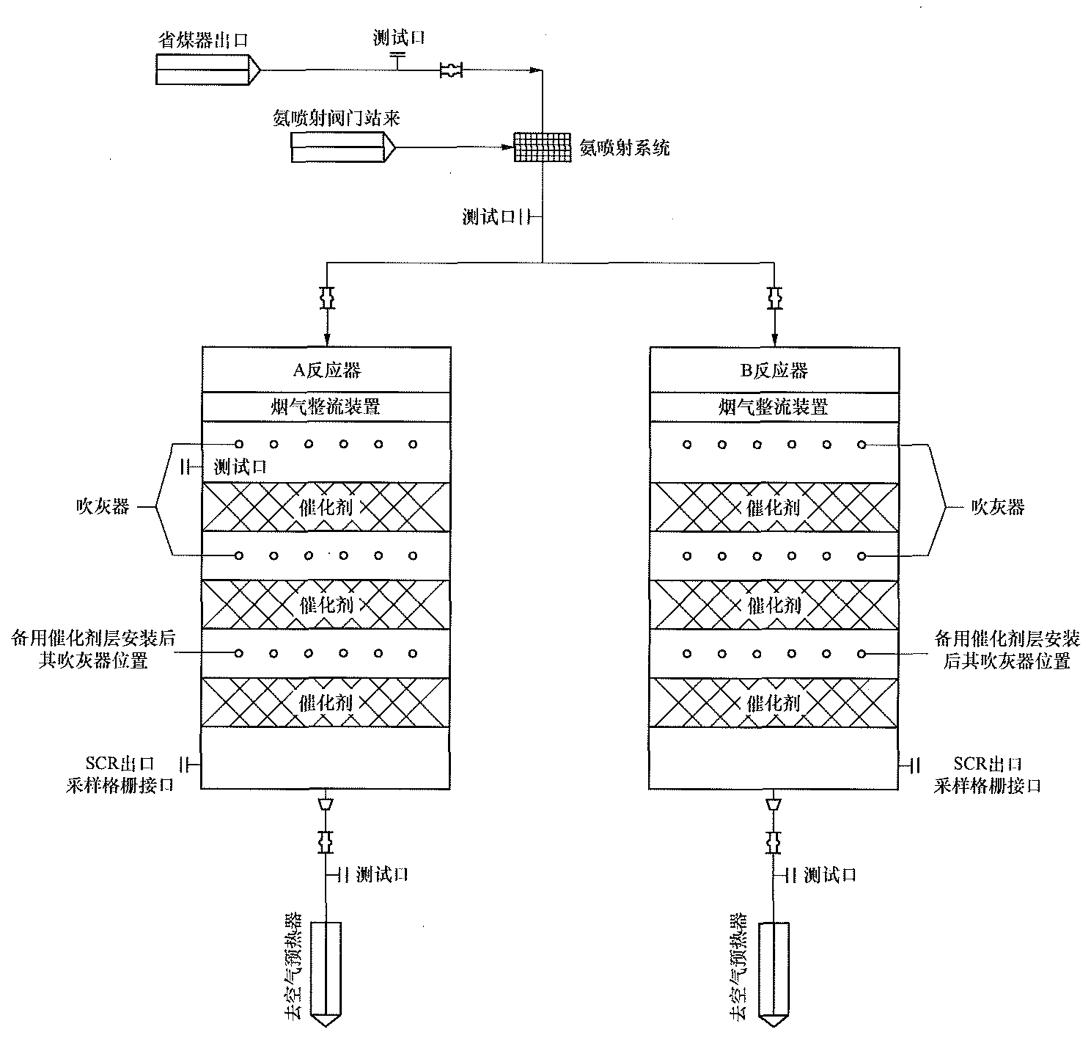


图 20-51　典型的烟气系统流程图

3. 氨喷射系统

燃煤电站 SCR 烟气脱硝需保证烟气与 NH_3 充分混合，并按进入反应区的 NO_x 浓度及脱除效率严格控制 NH_3 的喷入量。常规的 SCR 工艺的氨喷射系统包括：稀释风机（或送风机出口引出）、静态（氨-空气）混合器、供应支管和喷射格栅（AIG）。主要系统组成如图 20-52 所示。

4. 吹灰系统

催化剂需及时吹灰，防止催化剂通道被堵塞，影响脱硝反应效果。吹灰介质可采用压缩空气和蒸汽，常见的声波吹灰系统如图 20-53 所示。

（二）主要设计原则

1. 总的要求

（1） SCR 脱硝工艺的烟气系统应按单元制设计。

（2） 选择根据烟气温度、烟气成分、烟气压降、烟气氮氧化物浓度、氮氧化物脱除率、氨的逃逸率、催化剂寿命、SO_3/SO_2 转换率、烟气含尘量及其成分组成以及反应器的布置空间等合理选择催化剂形式和用量。

（3） SCR 烟气反应系统的设计煤种应与锅炉设计煤种相同，燃用锅炉煤种时，SCR 烟气反应系统能长期稳定连续运行，且满足排放要求。对于改造项目，锅炉燃用概率较高的煤种作为脱硝系统的设计煤种。

（4） 脱装装置的烟气排放相关指标应满足环保标准。

（5） SCR 烟气反应系统应能适应机组的负荷变化和机组启停次数的要求。

（6） SCR 反应系统在锅炉所有负荷下应能安全连续运行，当烟气温度低于最低喷氨温度时，喷氨系统能够自动解除运行。

（7） 对于新建机组，SCR 反应器和烟道的支撑结构应当同时兼顾附近布置的其他设备、管道系统，支撑结构宜统一计算、统一设计。

2. 烟气系统

（1） SCR 系统烟道布置的形状和结构应先依照设计理念进行规划，然后由计算机流体模拟和物理模型进行验证确认。

（2） 合理设置膨胀节，避免烟道的膨胀对锅炉本体及 SCR 反应器产生影响。

（3） 根据 CFD 分析结果确定导流板的位置、形状和数量。

（4） 由于烟道尺寸大且使用温度高（400℃左右），单独采用内支撑或外支撑结构形式都不合适，需采用内、外支撑组合形式。内采用内撑杆结构，外采用加固肋结构。

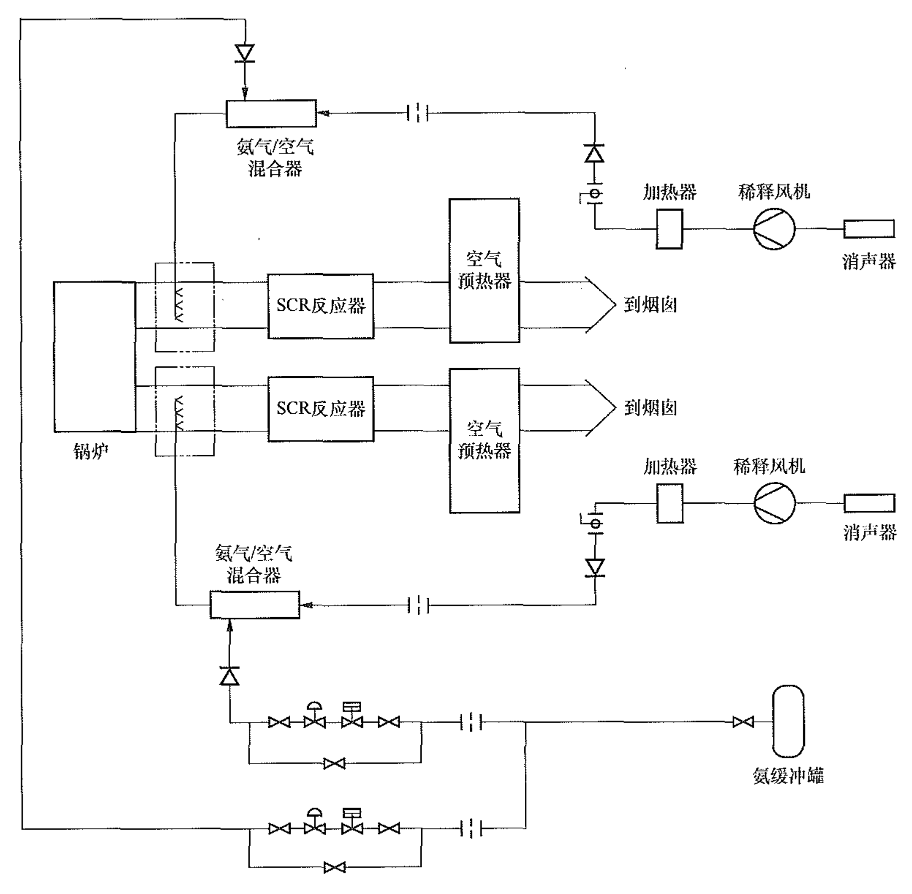


图 20-52　常规的氨喷射系统

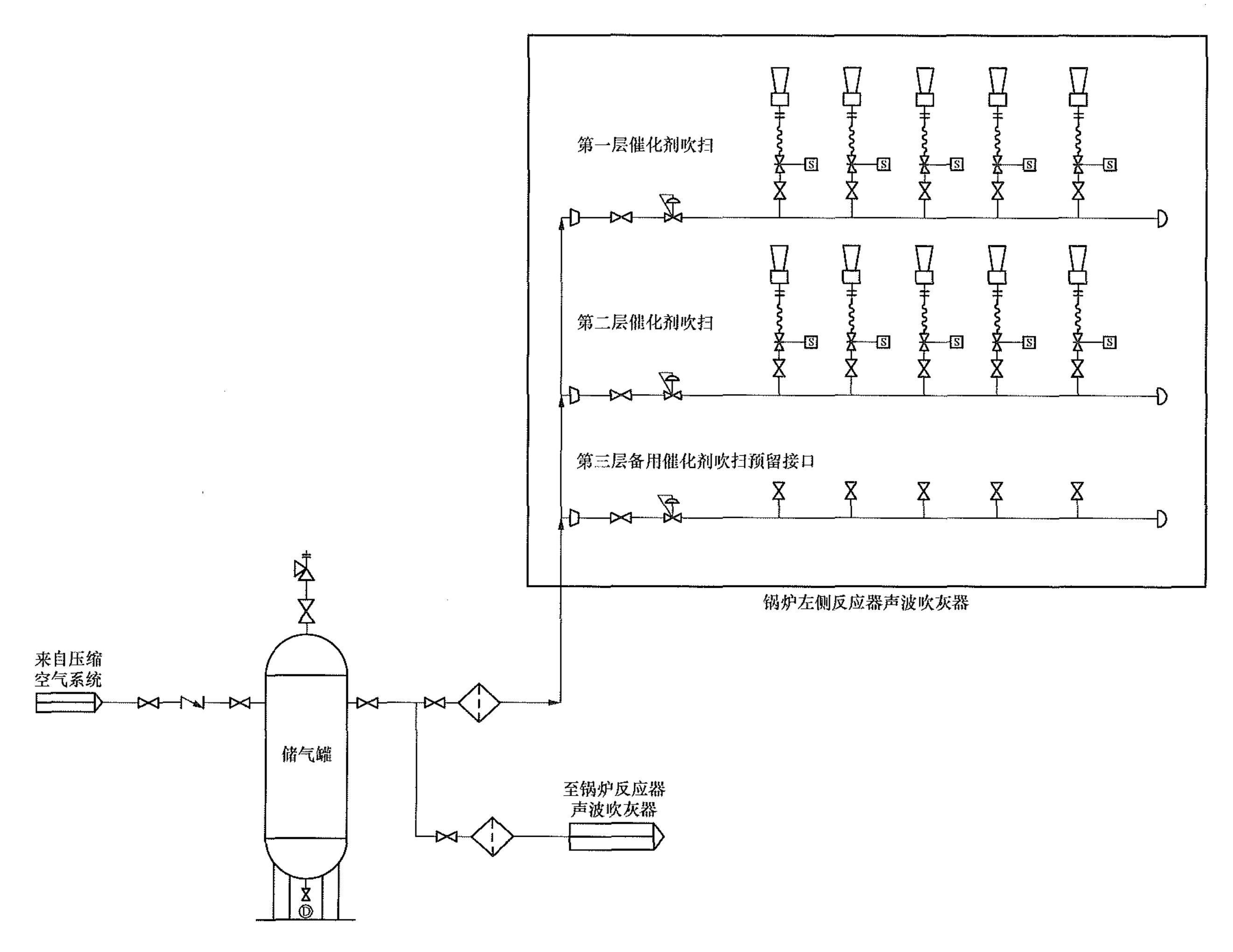


图 20-53　常规的声波吹灰系统

（5）烟气系统的设计必须保证灰尘在烟道的沉积不会对运行产生影响，在必要的地方设置清灰装置，对于烟道中灰尘的聚集，需要根据规程合理选取积灰荷载。

（6）烟道系统的设计应考虑可能发生的运行条件，合理选择设计参数（如温度、压力、风载、雪载、地震荷载）。

（7）根据烟气运行温度，合理选择烟道体材质，保证系统安全运行。

（8）根据烟气流速和灰尘含量，合理考虑系统的防磨耐腐措施。

（9）合理布置 SCR 系统运行和性能试验所需要的测试孔和装置。

3. 氨-烟气混合系统

合理布置喷氨格栅，NO_x/NH_3 混合均匀、烟气速度和浓度分布均匀、能提高脱硝效率，减小氨逃逸，降低 SO_3 转化率。氨逃逸过高，会出现副反应，O_2 存在的条件下，催化剂会将 SO_2 转化为 SO_3，SO_3 和多余的 NH_3 与水反应生成硫酸铵或者硫酸氢铵。硫酸氢铵会降低催化剂的活性，附着在空气预热器表面，影响空气预热器的效率，导致空气预热器阻力增大。

4. 全负荷脱硝

催化剂的活性温度范围为 300～400℃，通常在机组 50%THA（THA 为汽轮机热耗考核工况负荷）以下负荷，不能满足脱硝运行所需要的温度。为达到全负荷脱硝需提高机组低负荷省煤器出口的烟气温度。主要措施有以下几种。

（1）高温省煤器旁路。在脱硝进口设置高温省煤器旁路，高温省煤器旁路主要作用是通过从省煤器上方抽取一路高温烟气来加热脱硝进口烟气，使脱硝进口烟气温度满足运行要求。SCR 省煤器旁路设置如图 20-54 所示。

省煤器旁路需关注的几个问题为：①减少锅炉给水系统在省煤器的吸热将降低机组效率；②对于老机组 SCR 改造项目，可能还会存在布置困难的问题；③旁路挡板密封性能不佳，旁路系统退出时仍有部分高温烟气从旁路烟道泄漏入反应器入口烟道，降低锅炉效率，还可能会产生积灰、卡涩，影响挡板门调节性能。

（2）省煤器分段方案。将省煤器拆分成两段，如图 20-55 所示，部分省煤器管排移至 SCR 之后，减少

前部省煤器吸热量从而提高 SCR 入口的温度，这样在 50%THA 甚至更低工况下脱硝进口烟温大于 300℃，且 BMCR 工况下脱硝进口烟温小于 400℃，保证空气预热器进、出口烟温基本不变，不影响锅炉热效率性能指标。

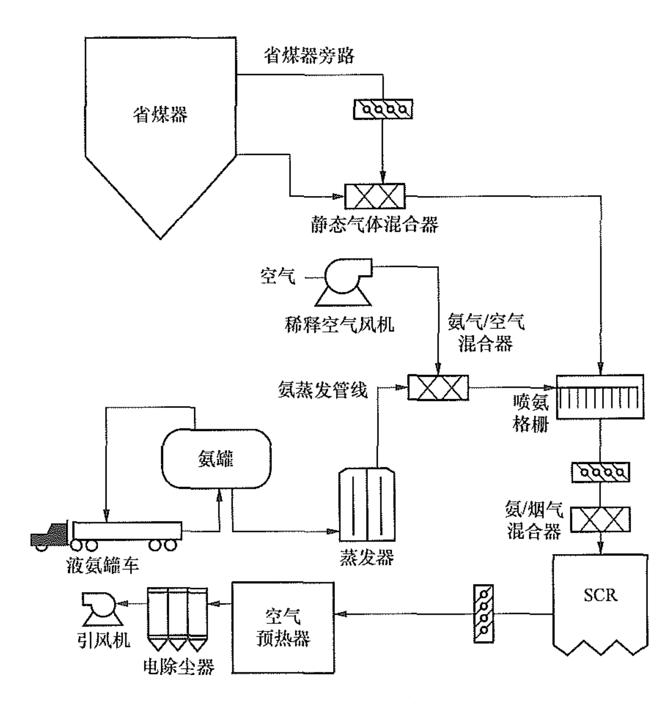


图 20-54 SCR 系统的省煤器旁路设置

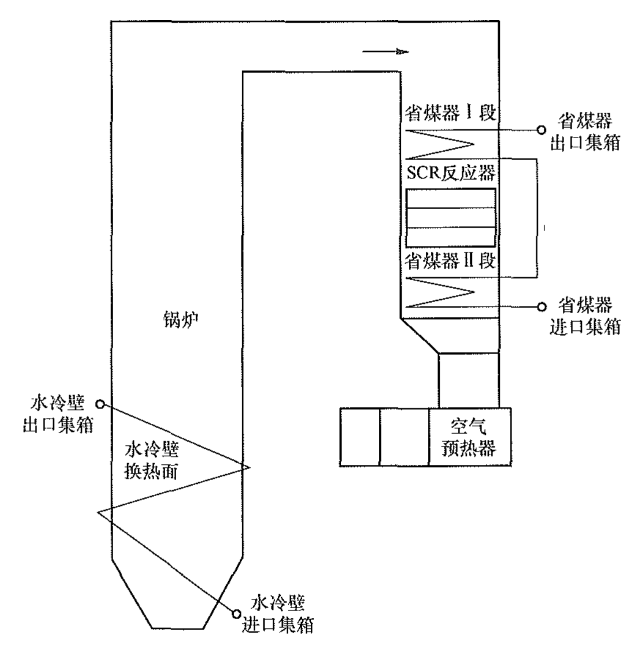


图 20-55 省煤器分段布置图

省煤器分段方案适用于新建工程，对于改造工程的不利因素为：①可能受限于 SCR 后烟道空间与荷载；②提温范围受限于满负荷，满负荷时 SCR 入口烟气温度不能高于 400℃；③方案设计时需对省煤器受热面的拆除比例做详细的校核计算；④改造方案现场施工工作量较大，工期较长，改造初投资相对较高。

（3）省煤器水旁路方案。在省煤器进口集箱之前设置调节阀和连接管道，将部分给水短路，直接引至省煤器出口集箱。通过减少流经省煤器的给水量，减少省煤器从烟气中吸收的热量，以达到提高 SCR 装置入口烟温的目的。省煤器水旁路布置原理图如图 20-56 所示，省煤器水旁路方案的特点见表 20-14。

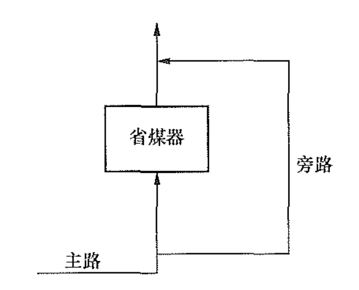


图 20-56 省煤器水旁路布置原理图

表 20-14 省煤器水旁路方案的特点

序号	特 点
1	系统简单，改造工程工作量小，投资费用低
2	可实现旁路水量随设定温度自动调节
3	高负荷下系统退出时可与锅炉完全隔离，不影响锅炉效率
4	减少了省煤器给水流量，工质没有足够的过冷度，省煤器运行过程可能出现沸腾，影响省煤器的安全运行
5	低负荷省煤器换热量减少，排烟温度升高，降低了锅炉效率

（4）省煤器热水再循环（带循环泵）。依靠再循环泵加压实现省煤器进出口的热水再循环。通过提高省煤器进口给水温度，降低省煤器换热，从而提高 SCR 入口烟温。图 20-57 所示为加循环泵后省煤器热水再循环系统原理图。

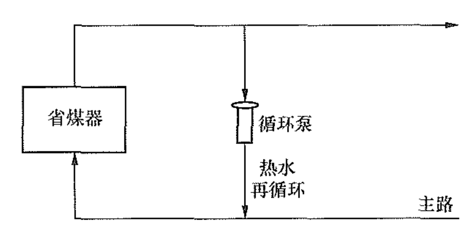


图 20-57 加循环泵后省煤器热水再循环系统原理图

省煤器热水再循环（带循环泵）方案的优点为：①再循环水量可通过调节循环泵出力及调节阀开度实现自动控制，灵活性好；②再循环水率可控制较高，

理论上低负荷时烟气升温幅度较大。

省煤器热水再循环（带循环泵）方案的缺点为：①排烟温度升高，降低了锅炉效率；②由于再循环水量较大，存在改变给水的汽水特性、省煤器可能发生沸腾等问题；③因包含循环泵及冷却水系统，初投资比单纯省煤器水侧旁路方案高；④随机组负荷变化，再循环水量需精确调节，增加了运行控制难度；⑤主要适用于汽包炉，对于直流炉提温幅度较小。

（5）省煤器水旁路＋热水再循环。省煤器水旁路＋热水再循环方案是常规省煤器水旁路与热水再循环技术的综合（见图 20-58），理论上可以实现低负荷下 SCR 入口更大幅度的烟气温升。

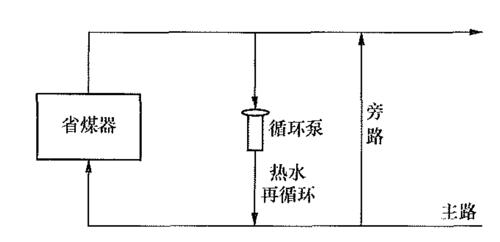


图 20-58　省煤器水旁路加热水再循环系统原理图

省煤器水旁路＋热水再循环方案的优点为：①旁路水量及再循环水量可实现自动控制，灵活性好；②与单纯水旁路及热水再循环技术相比，可以实现低负荷下 SCR 入口更大幅度的烟气温升。

省煤器水旁路＋热水再循环方案的缺点为：①排烟温度升高，降低了锅炉效率；②对旁路水量及再循环水量的协调控制要求较高，如自动调节性能不佳则难以达到预期效果，甚至影响省煤器安全运行；③因包含循环泵及冷却水系统，初投资较高。

（6）可调式抽汽补充加热锅炉给水。在原末级高压加热器之后增加一级给水加热器，在高压缸原末级高压加热器抽汽点上游更高的压力位置，选择合适的抽汽点抽汽，对机组原末级加热器后的给水进一步加热提温，达到提高给水温度（见图 20-59）从而提高 SCR 入口烟气温度的目的。该方案的流程图如图 20-60 所示。对于部分汽轮机机型，合适的抽汽点可利用高压缸补汽阀的接口实现汽轮机向外抽汽。

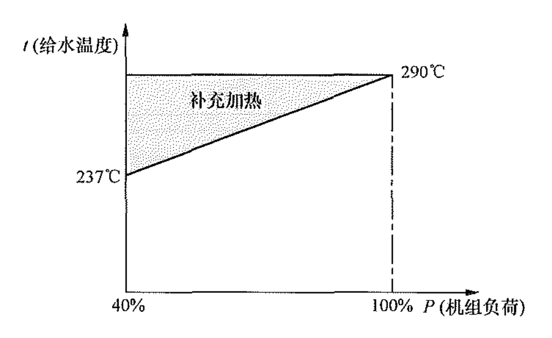


图 20-59　锅炉给水温度与机组负荷的关系

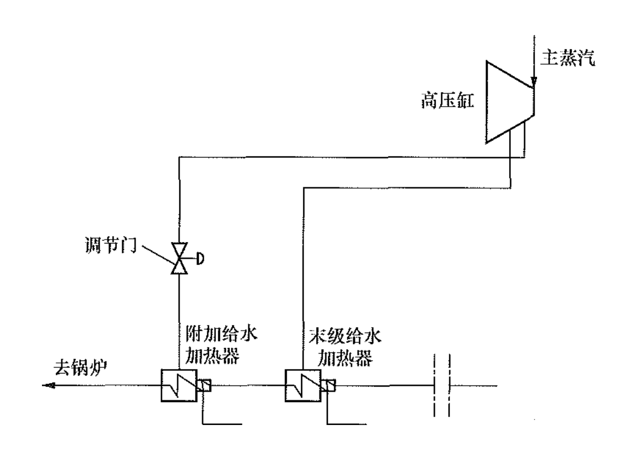


图 20-60　回热抽汽补充加热锅炉给水原理及流程图

抽汽补充加热锅炉给水的缺点为：①汽轮机补汽口原设计为向汽缸内补汽，改为从汽缸内抽汽，汽轮机厂需评估和确认机组运行和轴系的稳定；②对于未设置低温省煤器的机组，锅炉给水提高后锅炉排烟温度升高降低了锅炉效率，需详细计算核实整体节能效果；③投资费用高，运行控制水平要求高。

（三）设计计算

1. 设计输入数据

锅炉燃用设计煤种 BMCR 工况下的烟气参数（实际含氧量）及污染物成分作为脱硝系统的输入数据。所需的具体数据如下：

（1）烟气流量（m^3/s、标准状态、湿基）。

（2）烟气温度（脱硝反应器接入口）。

（3）烟气压力（脱硝反应器接入口）。

（4）工程所在地相关气象参数（温度、大气压或海拔、风速、雪荷载等）。

（5）工程地质条件（地震加速度、地质构造、地下水位等）。

（6）SCR 入口烟气污染物成分及浓度（如：NO_x、SO_2、SO_3、O_2、H_2O、HCl、灰尘含量、标准状态干基、6%含氧）。

（7）SCR 出口烟气污染物浓度要求（主要有：NO_x、NH_3 逃逸率、SO_3 转化率）。

（8）飞灰或者除尘器灰分析，包括灰成分分析和飞灰浓度及粒径分布。

（9）拟采用的还原剂及其纯度。

（10）SCR 反应器的布置要求。

（11）SCR 吹扫系统的技术要求。

2. 主要性能参数计算

（1）脱硝效率。脱硝效率公式见式（20-1）。

（2）SCR 脱硝工艺的氨小时耗量计算。脱硝系统 BMCR 工况单机纯氨小时消耗量按式（20-3）计算。

$$G_a=\left(\frac{Q_v\times c_{NO}}{1.76\times10^6}+\frac{Q_v\times c_{NO_2}}{1.35\times10^6}\right)\times r \qquad (20\text{-}3)$$

式中　G_a ——纯氨的小时耗量，kg/h；

Q_v ——BMCR 工况 SCR 反应器进口的烟气流量（标准状态，实际含氧量下的干烟气），m^3/h；

c_{NO} ——SCR 反应器进口烟气中 NO 浓度（标准状态，实际含氧量下的干烟气），mg/m^3；

c_{NO_2} ——SCR 反应器进口烟气中 NO_2 浓度（标准状态，实际含氧量下的干烟气），mg/m^3；

r——氨氮摩尔比，按式（20-4）计算。

$$r=\frac{\eta_{NO_x}}{100}+\frac{\frac{c_a}{22.4}}{\frac{c_{NO}}{30}+\frac{c_{NO_2}}{23}} \qquad (20\text{-}4)$$

式中　η_{NO_x} ——脱硝效率，%；

c_a ——氨逃逸浓度（标准状态，实际含氧量下的干烟气），μL/L。

（3）SCR 脱硝工艺的尿素小时耗量计算。尿素制氨时，1mol 的尿素可生成 2mol 的氨气。

$$G_n=\frac{G_a\times60\times100}{34\times\eta_n} \qquad (20\text{-}5)$$

式中　G_n ——纯尿素的小时耗量，kg/h；

η_n ——尿素热解或水解制氨的转化率（一般可取 100），%。

（4）稀释空气风量计算。为了系统运行等的安全性和保证 NH_3 和烟气的有效混合，一般需要在 NH_3 进入烟道之前，先和一定量的空气进行充分混合，使 NH_3 的体积浓度为 5%。具体计算公式为

$$V_{air}=\frac{95}{5}\times q_{VNH_3}(\text{BMCR}) \qquad (20\text{-}6)$$

$$q_{VNH_3}=\frac{1}{0.771}\times q_{mNH_3} \qquad (20\text{-}7)$$

式中　V_{air} ——标准状态下稀释空气流量，m^3/h；

q_{VNH_3} ——标准状态下 NH_3 流量，m^3/h；

q_{mNH_3} ——NH_3 流量，kg/h。

（四）主要设备

1. 反应器

SCR 反应器一般是一个矩形的通道，如图 20-61 所示，内部装置两层或多层催化剂，并预留备用催化剂的空间。

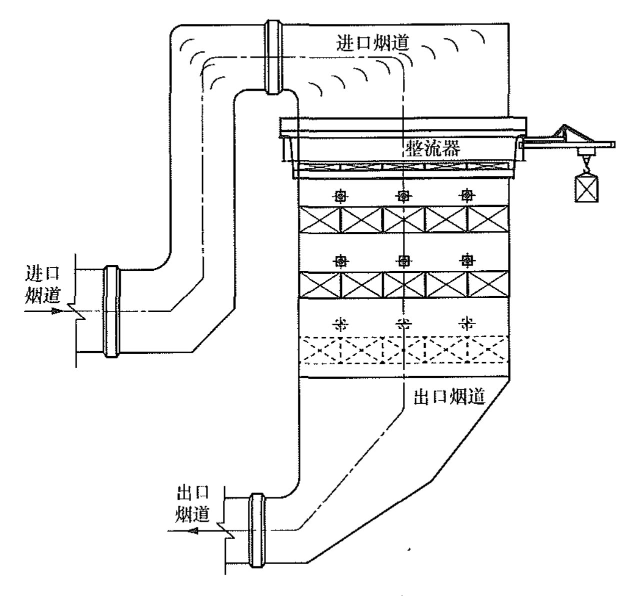
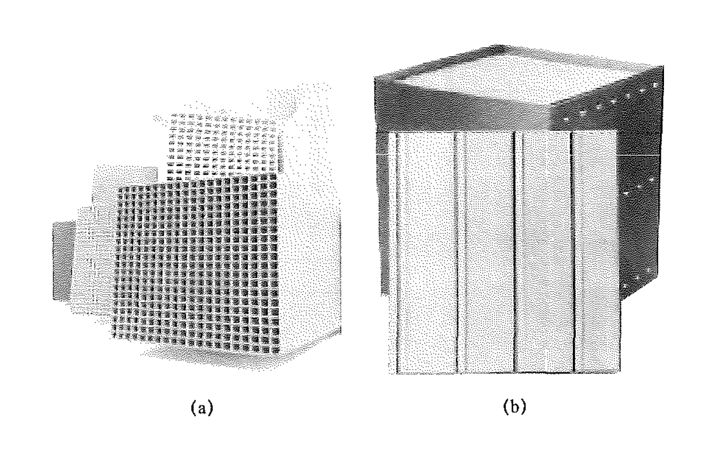


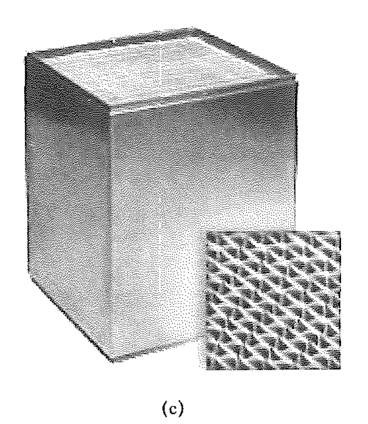
图 20-61　SCR 反应器

2. 催化剂

常用的 SCR 脱硝工艺催化剂有蜂窝式、板式和波纹板式（见图 20-62）三种形式。



(a)　(b)



(c)

图 20-62　SCR 脱硝催化剂成品

（a）蜂窝式；（b）板式；（c）波纹板式

催化剂能满足烟气温度不高于 400℃的情况下长期运行，SCR 催化剂应能承受烟气温度为 420℃（烟煤）/450℃（无烟煤、贫煤、高硫煤、高水分煤），每次不大于 5h，1 年不超过 3 次的考验，而不产生任何损伤。

3. 吹灰器

SCR 反应器中每层催化剂均应设置相应的吹灰措施，除去遮盖催化剂活性表面及堵塞气流通道的颗粒物，降低系统的压降。可采用蒸汽吹灰、声波吹灰或声波和蒸汽联合吹灰方式。

声波吹灰器布置图如图 20-63 所示，轴向方向清灰距离 9～12m，径向方向清灰距离 3～4m，安装最佳高度为距离催化剂单元 610mm。

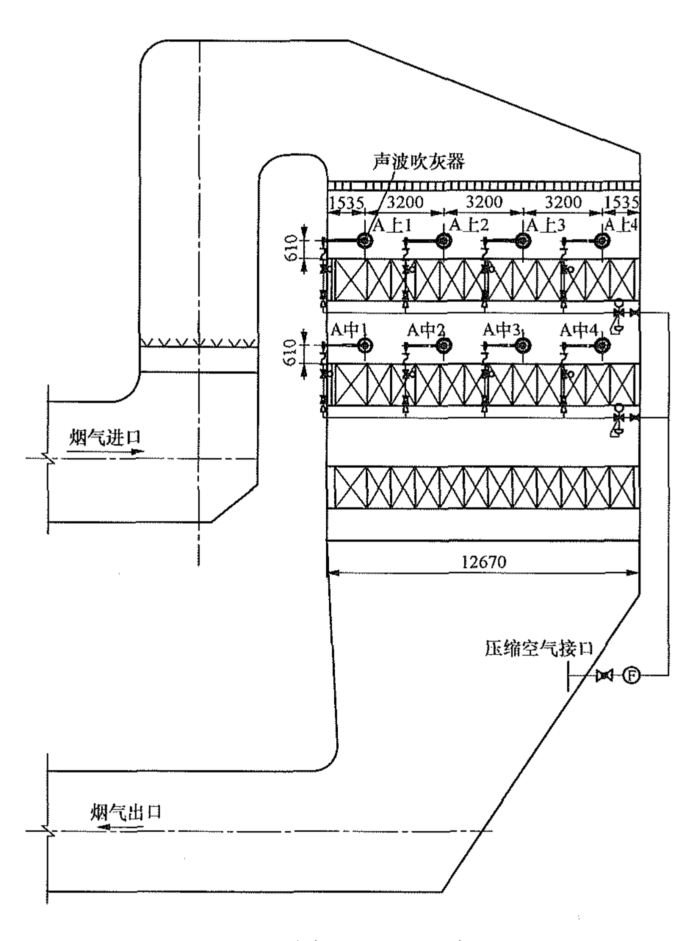


图 20-63　SCR 反应器上声波吹灰器布置图

蒸汽吹灰器通常为可伸缩的耙形结构，布置在每层催化剂的上方。蒸汽吹灰器径向方向清灰距离 3～3.5m，安装最佳高度为距离催化剂单元 500～550mm，布置图如图 20-64 所示。每组耙式结构设置约 20 个蒸汽喷嘴。

一般当烟气含灰量在 50g/m³ 以上或烟气飞灰黏性较大时，可采用蒸汽吹灰或声波和蒸汽联合吹灰方式。

4. 灰斗

SCR 反应器内烟气流速为 4～6m/s，会产生一定的积灰，考虑在 SCR 反应器的前后适当位置布置灰斗。SCR 灰斗的设置可以减少进入 SCR 反应器和空气预热器内的灰量，有利于 SCR 反应器、催化剂和空气预热器的安全运行。

5. 氨气/空气混合器

氨气与来自稀释风机的空气混合成氨气体积含量为 5%的混合气体。氨和空气在氨/空气混合器混合（见图 20-65），有助于调节氨的浓度和喷氨格栅中喷氨分布的均匀。

6. 喷氨格栅（AIG）

SCR 工程设计的关键之一就是要特别注意烟气的流场，烟气中 NO_x 和还原剂 NH_3 充分混合，AIG 喷射格栅达到还原剂与烟气的最佳混合，喷氨格栅如图 20-66 所示。

7. 稀释风机

氨气稀释一般采用高压离心风机。

（五）设备布置

1. 燃煤锅炉 SCR 工艺系统布置方案

SCR 脱硝装置可以布置在水平烟道或垂直烟道中，对于燃煤锅炉，因为烟气中含有大量粉尘，布置在水平烟道中易引起 SCR 脱硝装置的堵塞，因此通常采用垂直布置方式。SCR 首选布置在锅炉省煤器出口，含尘量高的区域，布置方案如图 20-67 所示。

根据锅炉炉型以及空气预热器是否拉出，SCR 脱硝反应器在燃煤锅炉上主要有以下几种布置方案。

（1）Π 形锅炉空气预热器未拉出布置。脱硝反应器拉出布置在除尘器前烟道上方的钢架上，即送一次风支架上，如图 20-68 所示。

（2）Π 形锅炉空气预热器拉出布置。脱硝反应器布置在空气预热器上方的钢架上，如图 20-69 所示。

（3）塔式锅炉单反应器布置。对于塔式锅炉，省煤器出口为单烟道，可采用单反应器的布置方案，如图 20-70 所示。

（4）塔式锅炉双反应器布置。塔式锅炉一般配备 2 台空气预热器，可采用双反应器的布置方案，如图 20-71 所示。

2. 燃气轮机 SCR 工艺系统布置方案

典型的燃气系统联合循环 SCR 工艺系统将反应器布置在余热锅炉的高温加热器下游。烟气温度正好位于氧化物催化剂的活性温度范围之内，如图 20-72 所示。

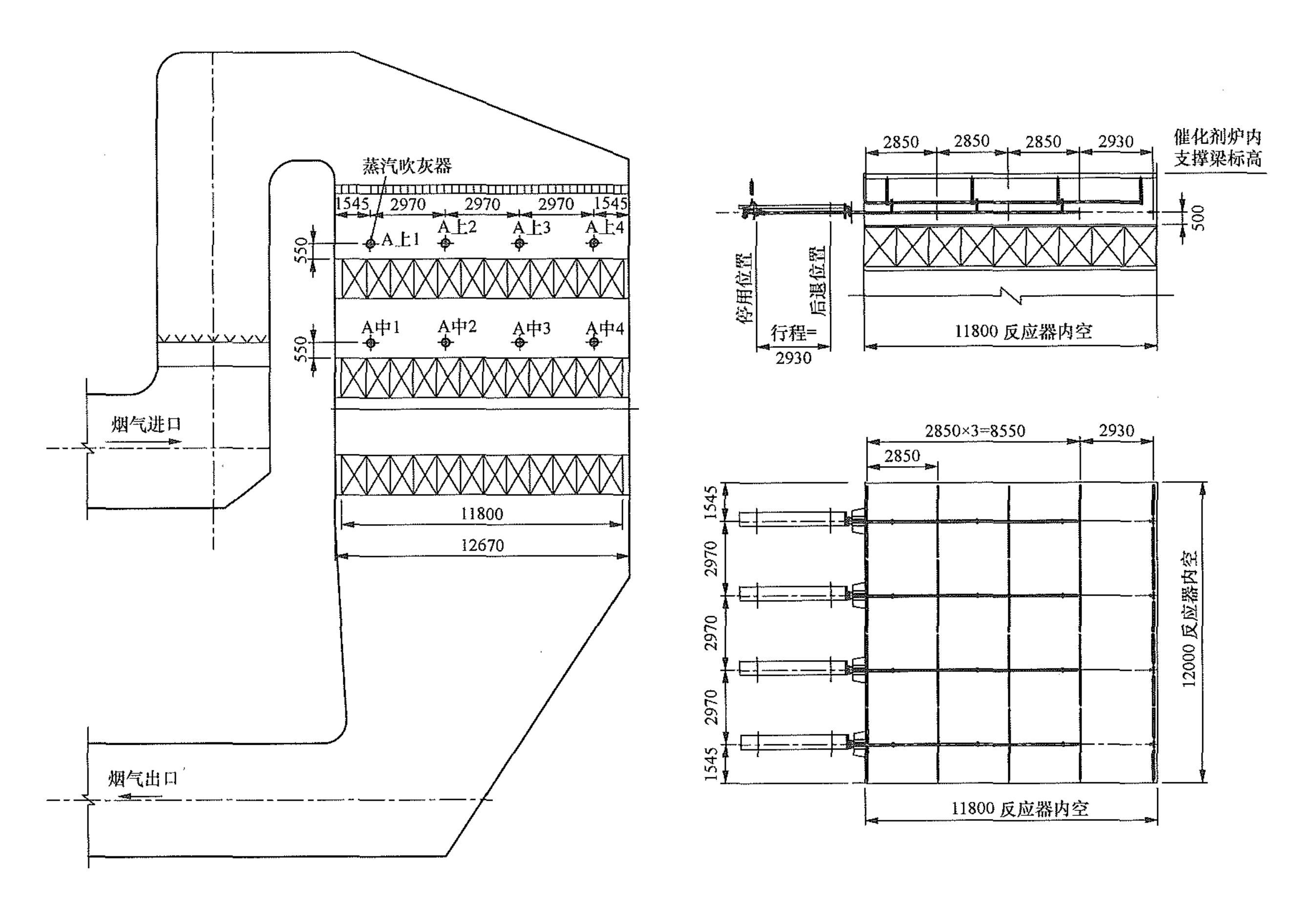


图 20-64　SCR 反应器上蒸汽吹灰器布置图

稀释空气　氨喷嘴　混合叶片　稀释后的氨气去喷氨系统　混合器主体

图 20-65　氨气/空气混合器

氨管　调节阀　流量计　烟道　喷嘴

图 20-66　喷氨格栅（AIG）示意图

NH_3　APH　SCR　ESP　FGD　烟囱　锅炉　空气

图 20-67　SCR 布置方案

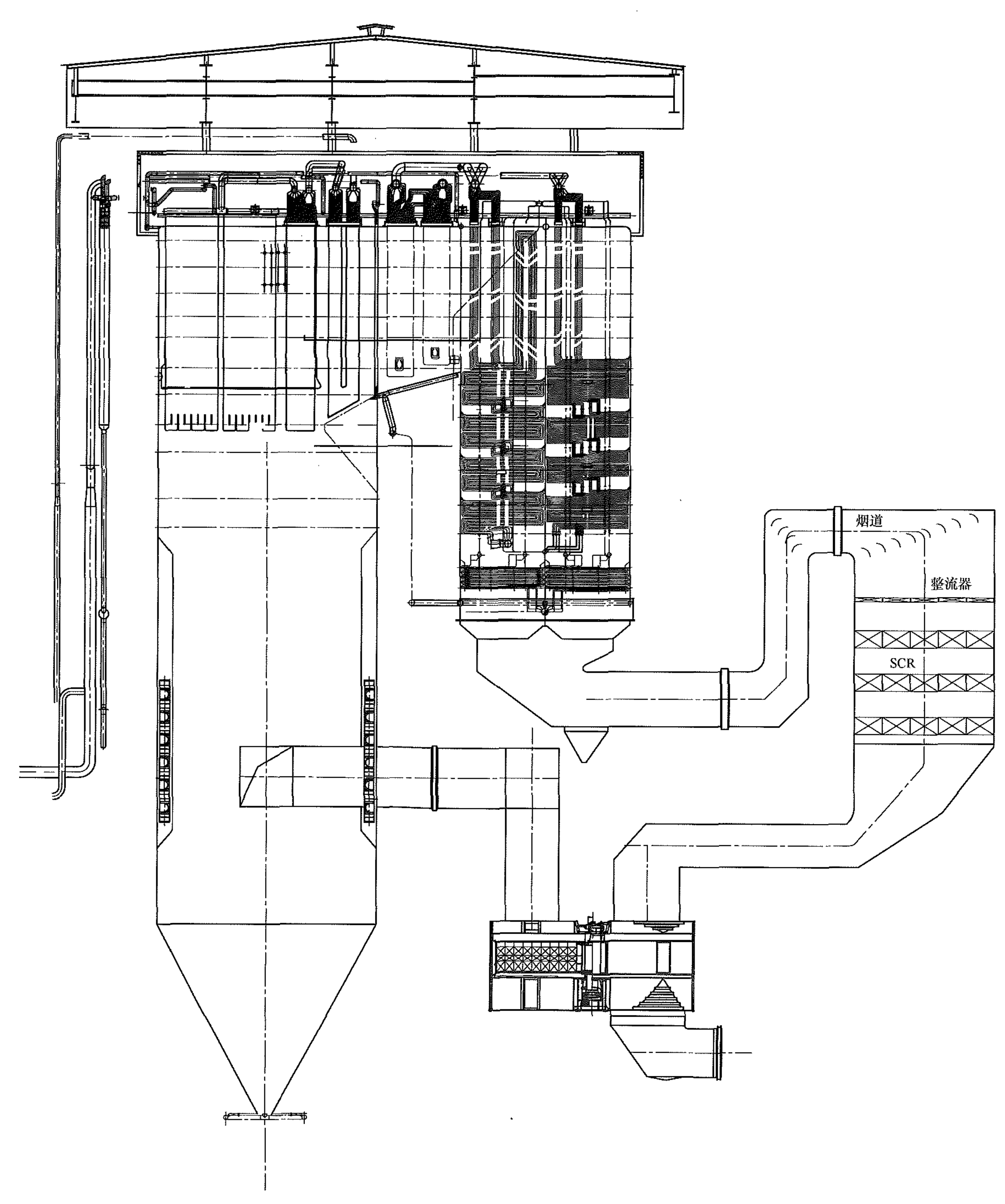


图 20-68 Π形锅炉空气预热器未拉出布置

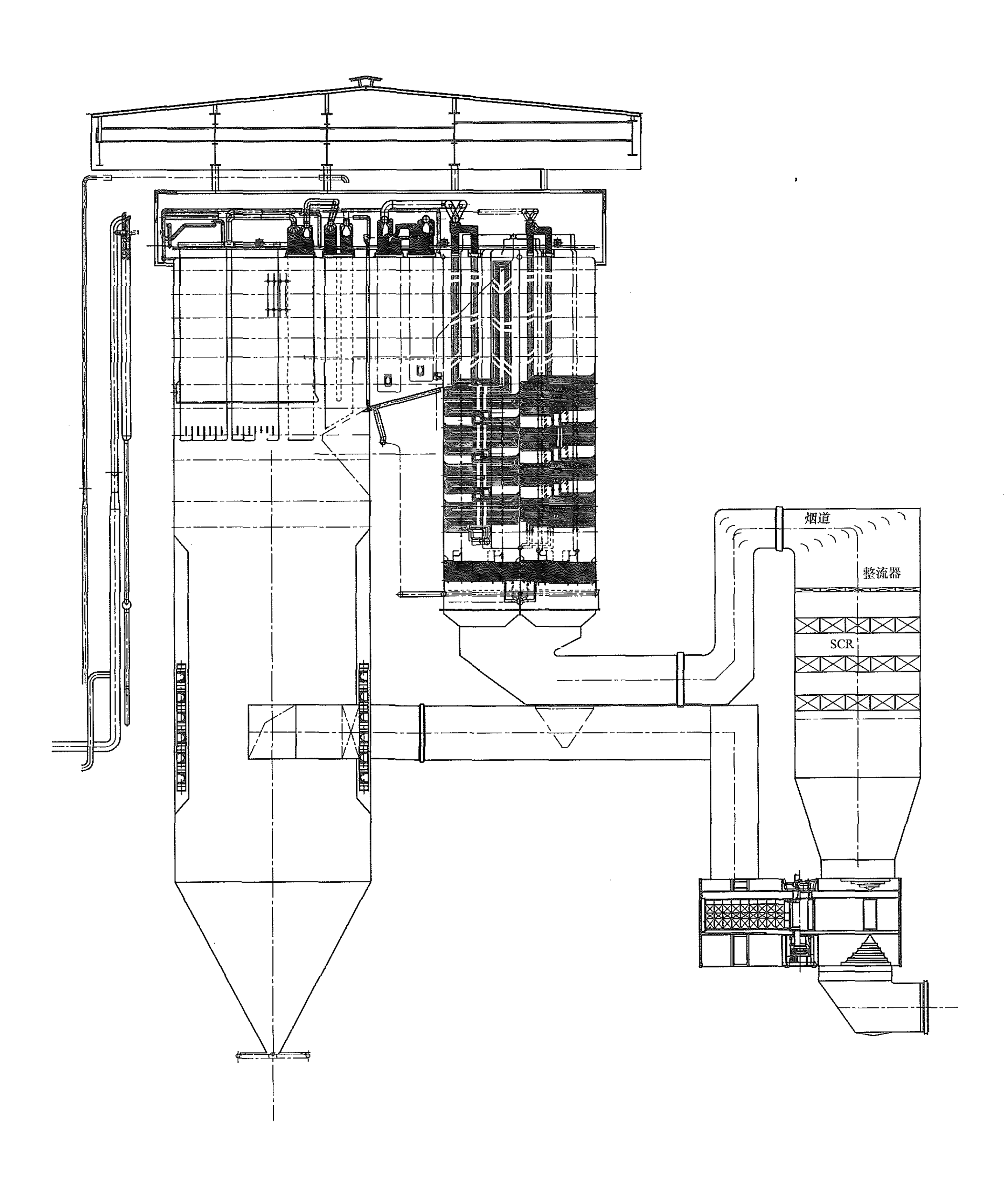


图 20-69 Π 形锅炉空气预热器拉出布置

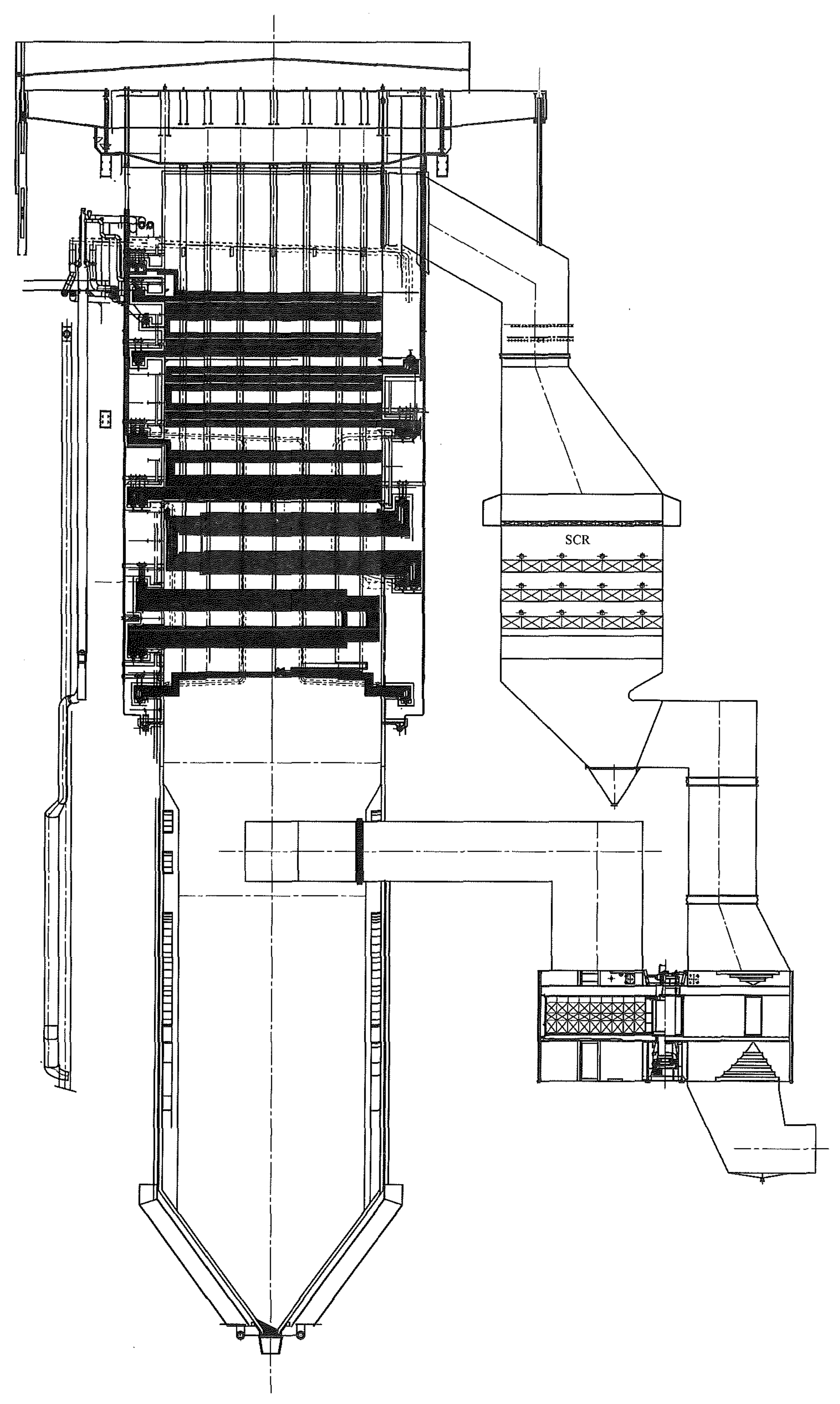


图 20-70 塔式锅炉单反应器布置

图 20-71　塔式锅炉双反应器布置

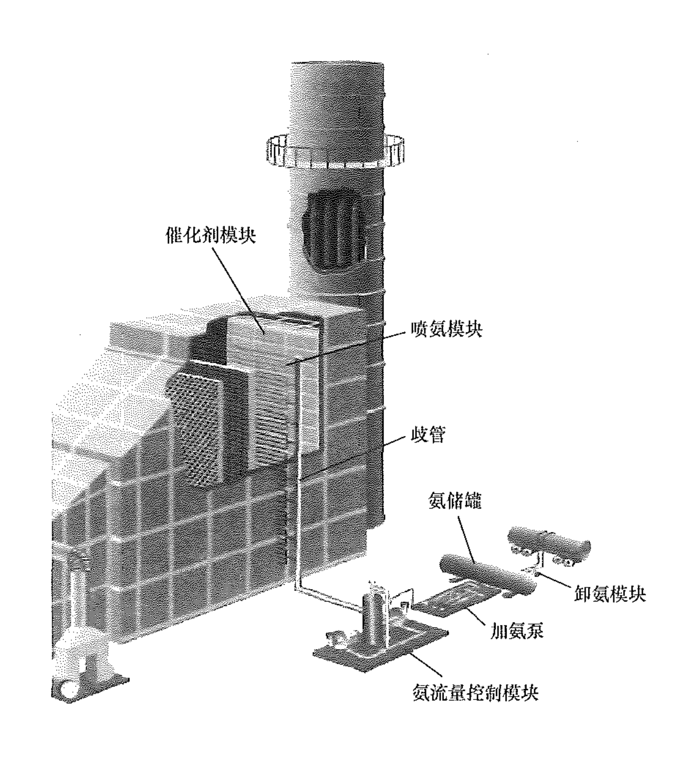


图 20-72　燃气轮机余热锅炉 SCR 脱硝布置图

四、液氨储存及制备工艺

（一）液氨特性

1. 物理特性

氨的分子式 NH_3，标准状态下比空气轻。在常压（一个标准大气压）下，冷却至-33.4℃或在密闭容器中常温加压到 700～800kPa，氨气被液化。

液氨属易燃、易爆、有毒的危险化学品，在运输、卸料、储存、运行、检修等各个环节均存在较大的安全隐患。

液氨作为还原剂，其品质符合国家标准 GB 536《液体无水氨》技术指标的要求，液氨品质参数见表 20-15。

表 20-15　液氨品质参数

指标名称	单位	合格品	备注
氨含量	%	99.6	
残留物含量	%	0.4	重量法

2. 燃烧爆炸性

氨连续接触火源可燃烧，在 651℃以上可燃烧，氨气与空气混合物浓度在 15%～28%，遇明火会燃烧爆炸。氨与强酸、卤族元素（溴、碘）接触发生强烈

反应，有爆炸、飞溅的危险；氨与氧化银、汞、钙、氯化汞及次氯酸钙接触，会产生爆炸物质。

3. 腐蚀性

混有少量水分（≤0.2%）或湿气（使用温度不小于-5℃）的气态或液态氨对铜、银、锡、锌及其合金有激烈侵蚀作用，氨气中不能使用铜和铜锌合金、镍、蒙乃尔、银和银合金，钢和铁合金可以用来存储氨，避免使用橡胶和塑料。

4. 危害性

GB 12268—2012《危险货物品名表》将液氨划归为第2.3类有毒气体，危险物编号为1005，将氨溶液（含氨量不低于10%，但不超过35%）划归为第8类腐蚀性液体，具有轻度危险性的物质，危险物编号为2672。

GB 13690—2009《化学品分类和危险性公示通则》中氨被列为有毒气体，危险特征及其编号见表20-16。

表20-16 液氨危险特征及其编号

特征	编号
与空气混合能形成爆炸性混合物	5.1
遇明火、高热会引起燃烧爆炸	5.13
受热后瓶内压力增大，有爆炸危险	5.20
受热后容器内压力增大，泄漏物质可导致中毒	5.75
对眼、黏膜或皮肤有刺激性，有烧伤危险	5.94
有毒，不燃烧	5.107
有特殊的刺激性气味	5.111

HG 20660—2017《压力容器中化学介质毒性危害和爆炸危险程度分类》中，根据国内外压力容器行业的习惯和《压力容器安全技术监察规程》的规定，氨被列为“中度危害”的化学介质。

GBZ 230—2010《职业性接触毒物危害程度分级》，氨属于Ⅳ级（轻度危害）的常见毒物。

GB 18218—2009《危险化学品重大危险源辨识》，氨作为有毒物质，其储存区临界储量为10t。若数量超过上述临界储量，属重大危险源。

GBZ 2—2002《工作场所有害因素职业接触限值》规定：时间加权平均容许浓度 20mg/m³，短时间（15min）接触允许浓度 30mg/m³。

GB 50016—2014《建筑设计防火规范》规定，该可燃气体储存物品的火灾危险性分类属“乙”类。

GB 50058—2014《爆炸和火灾危险环境电力装置设计规范》规定：氨为ⅡA级之T1组别类，爆炸气体环境属于2区。

（二）液氨存储和制备系统

1. 系统说明

液氨存储和制备系统包括SCR系统所需的液氨卸料、储存及氨气的制备系统。液氨由槽车运送到液氨储罐，液氨储罐输出的液氨在液氨蒸发器内经40℃左右的温水蒸发为氨气，并将氨气加热至常温后送到氨气缓冲罐备用。缓冲罐的氨气经调压阀减压后送入机组的氨气/空气混合器中，与来自稀释风机的空气充分混合后通过喷氨格栅（AIG）或其他混合装置喷入到烟气中。

2. 系统流程

电厂脱硝系统用氨量大，一般通过火车槽车或汽车槽车运送，若氨源就近，也可通过管道输送。

卸氨压缩机将液氨槽车内的液氨压至液氨储存罐储存。具体工艺流程如下（见图20-73）：

液氨槽车→液氨卸料→液氨储存→氨气制备→氨气稀释系统

在寒冷地区的电厂，液氨储存和氨气稀释系统之间需增加一个液氨输送泵。

（1）液氨储存和制备系统：典型的液氨储存和制备系统流程图如图20-74所示。

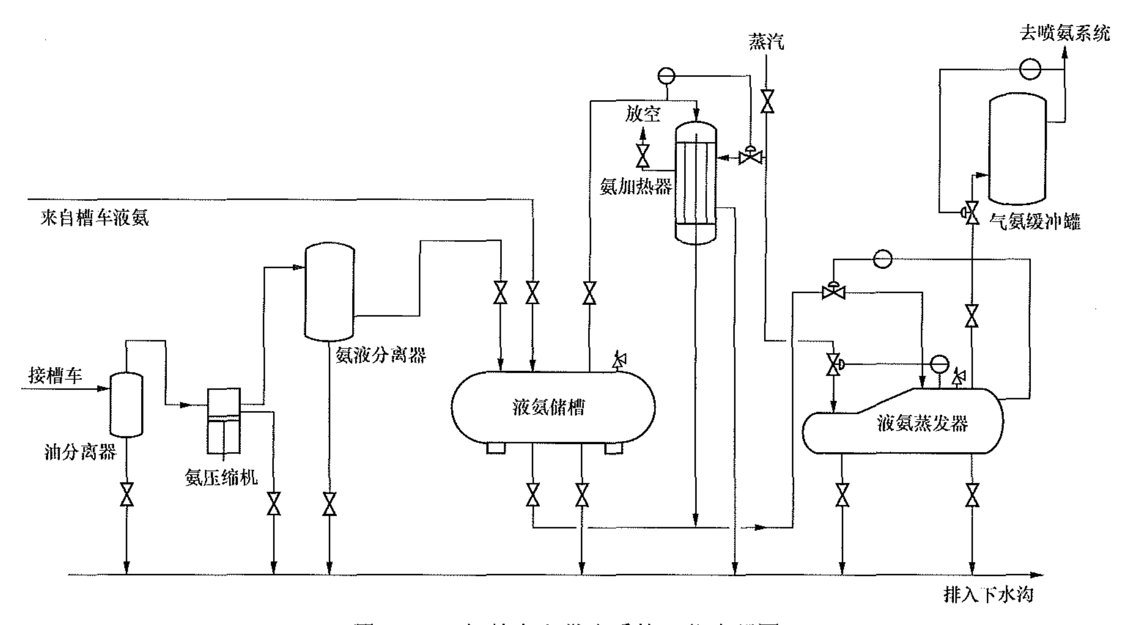


图20-73 氨储存和供应系统工艺流程图

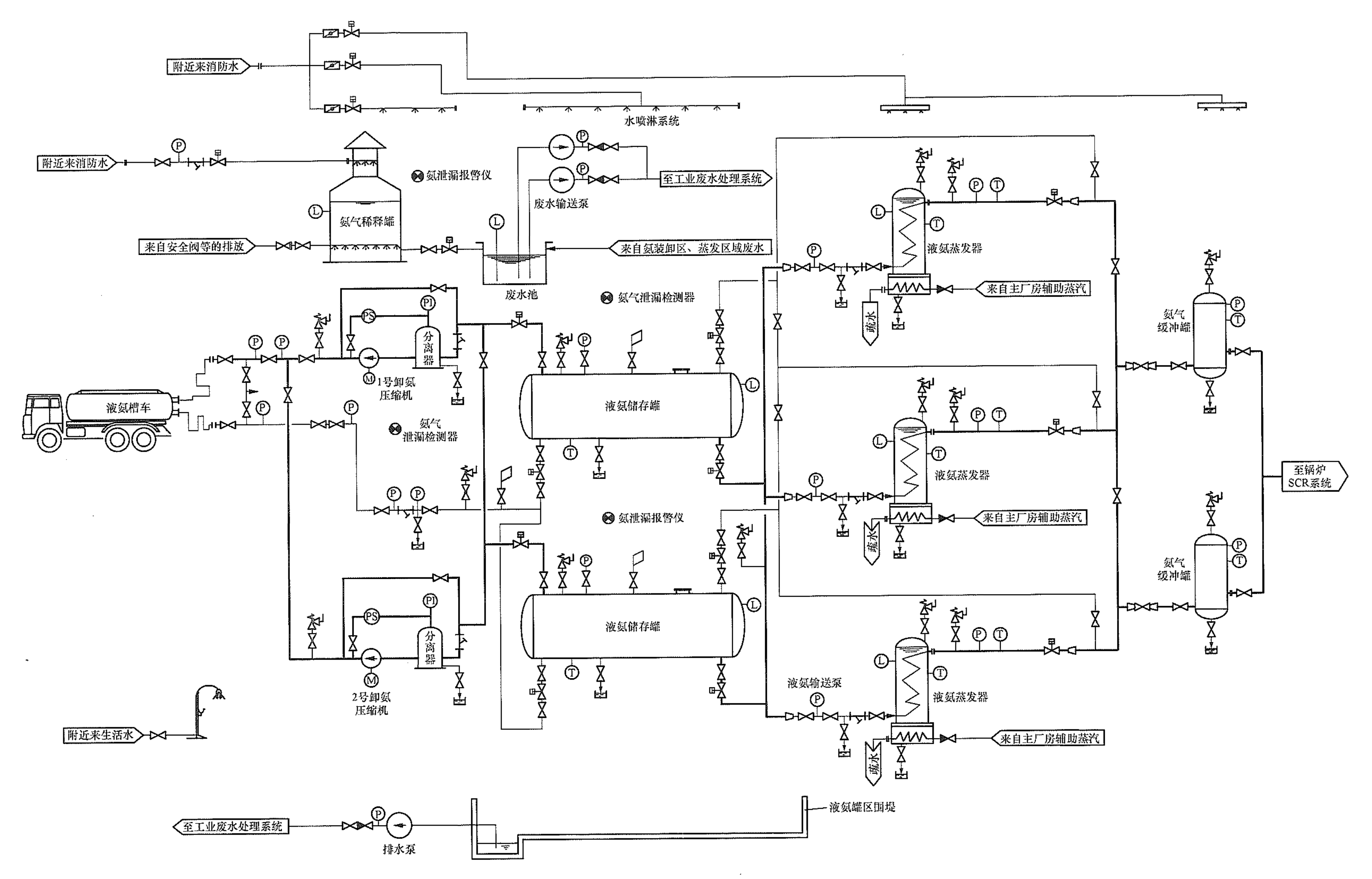


图 20-74 典型的液氨储存和制备系统流程图

（2）液氨卸料系统。通过卸氨压缩机将液氨由槽车送达液氨储存区的过程，当槽车与液氨储存罐的气、液相压力达成平衡后，卸氨压缩机从液氨储罐抽气，经压缩提升压力后送入液氨槽车气侧，把槽车内的液氨压至液氨储罐储存，至储存罐液位稳定。

卸氨压缩机可设带有四通阀门的氨气回收管路，以充分地回收液氨运输槽车中的残余氨。每台卸氨压缩机的出口管道上应设超压保护系统的启动旁路（见图 20-75）。

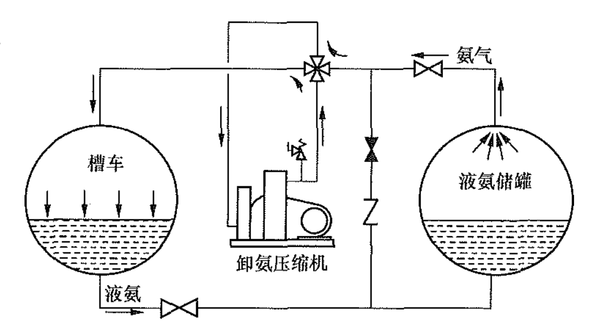


图 20-75　液氨卸料系统

当槽车中的液氨为整槽车容积的 0.5%时，旋转四通阀，同时关闭槽车液侧出口阀、储罐气侧氨出口阀，打开氨气回收回路的阀门（见图 20-76）。液氨槽车中的液氨经减压后自然蒸发，通过卸氨压缩机压缩后送入液氨储存罐的底部，在液氨储存罐中凝结为液氨。当液氨槽车中的压力为环境温度下液氨饱和压力的 25%时，停运卸氨压缩机。

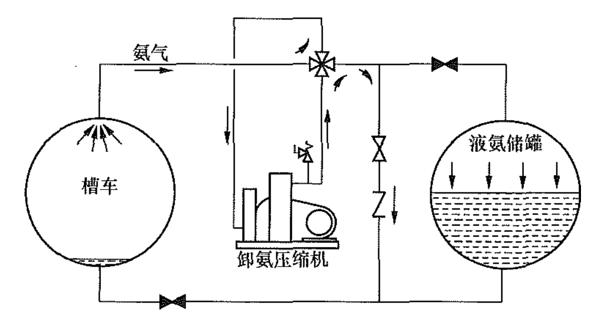


图 20-76　液氨卸料系统（槽车残余卸料）

（三）主要设计原则

1. 系统设计

（1）由于液氨属易燃、易爆危险品，液氨的卸料、储存和制备系统及其设备布置应严格执行国家相关的法律、法规和规定，符合现行的国家和行业标准。

（2）液氨的卸料、储存及氨气制备系统应按多台机组共用的母管制系统设计。液氨储运采用槽车运入、加压常温储存、气氨采用管道输送的方式。

（3）设备宜露天或半露天布置。

2. 液氨卸料系统

卸液氨时不可采用空气加压，应设专用的柱塞式或往复式卸氨压缩机。压缩机的扬程选择应综合考虑卸氨环境温度下储存罐内液氨的饱和蒸汽压及气侧和液侧氨管道阻力等；压缩机输送流量主要根据槽车允许的卸氨时间确定，一般卸氨时间按 1～1.5h。

卸氨压缩机的单台出力一般可选 40～60m^3/h，扬程不高于 2.0MPa。压缩机的电机应配防爆电机，防爆等级应为 dⅡAT1。

在发电机组台数较少或采用卡车槽车时，卸氨压缩机可安装 1 台，并预留 1 台位置；当全厂机组容量较大和机组台数较多时，宜设 2 台卸氨压缩机。

3. 液氨储存制备系统

（1）液氨储罐。

1）液氨储存应保证在设计温度下容器不被液体充满，根据《压力容器安全技术监察规程》规定，液氨储存罐的设计装量系数不应大于 0.9。通常用液位计观察介质的充装量。

2）实际装卸时需考虑温度的影响，根据设计装量系数 0.9，当最高设计温度为 45℃时，不同装料温度时的实际装量系数计算为

实际装量系数＝设计装量系数×最高设计温度下的饱和液体密度/装料温度下的饱和液体密度。

3）液氨储罐应采用常温全压力、卧式钢结构，数量不应少于 2 台，单罐储存容积宜小于 120m^3。储罐的设计压力不应低于 2.16MPa。

（2）液氨蒸发器及氨气缓冲罐。运行液氨蒸发器的总出力宜满足全部机组 BMCR 工况下的氨气需要量，至少留有 5%的设计裕量，并设 1 台备用。液氨蒸发器及附属设施的相关技术要求应满足以下规定：

1）液氨蒸发器的热源可以采用热水、蒸汽或电能，其选择应根据液氨储存系统相对主厂房的距离及脱硝系统年运行时间，经技术经济比较后确定。对于需要连续运行的烟气脱硝系统，若蒸汽源距离液氨蒸发器不远，则应首选蒸汽作热源；对于启停频繁的燃气轮机，则宜以电能作热源，且应考虑电加热装置的防爆要求。当脱硝机组台数较多或疏水量大于 1m^3/h 时，蒸汽疏水宜收集后回用。

2）当厂址极端最低温度达到−20℃及以下时，液氨储罐与液氨蒸发器间应设液氨输送泵。液氨的输送应采用无泄漏防爆泵。液氨输送泵扬程宜按总阻力（包括静压差）的 120%考虑。

3）从安全性考虑，液氨的蒸发宜采用间接加热，间接加热应采用水浴管式加热器，中间加热载体宜设循环泵。液氨的蒸发量受蒸发器的中间加热载体温度的控制，中间加热载体温度一般控制在 40℃。

4）缓冲罐出口的氨气压力控制阀将送至氨气空气混合器的氨气压力控制在一定范围，当缓冲罐氨气压力过高时，应切断液氨蒸发器进料阀。进料自动阀应设手动检修旁路。蒸发器出口氨气管道上还应装温

度检测器，当温度低于 10℃时，关闭蒸发器液氨进料阀，使缓冲罐的氨气维持适当温度及压力。

5）蒸汽自动进汽阀受蒸发器出口氨气管道的压力控制，自动进汽阀应设手动检修旁路，蒸汽进汽管应设安全阀。

6）蒸发器与氨气缓冲罐的连接宜为单元制串联，缓冲罐的容量应满足蒸发器额定出力的 0.5～1min 的停留时间。

7）氨气缓冲罐出口的氨气通过压力控制阀调整压力后送至锅炉侧的脱硝系统的氨气空气混合器，该压力控制值应根据氨气管道输送的距离及后续系统的背压经计算后确定，一般在 0.18～0.2MPa。

（3） 氨气稀释罐。

1）氨气稀释罐为一定容积的水槽，用于吸收各设备及管道启动吹扫时各氨气排放点排出的氨气。

2）液氨卸完后，软管内剩余的液氨应排入氨气稀释罐。氨气稀释罐还吸收卸氨压缩机、液氨储存罐及氨气缓冲罐等设备安全阀起跳后的排放氨气。液氨系统各排放处所排出的氨气由管线汇集后从稀释罐底部进入，通过分散管将氨气分散送入稀释罐中，利用水来吸收排入罐内的氨气。

3）氨气稀释罐的处理量宜按 1 台液氨蒸发器的最大蒸发量下 3h 的泄漏量来设计。氨气稀释罐中废水的氨浓度一般控制在 19%以下。当氨气稀释罐内的氨水达到一定浓度后，重力排入地下废水池。

4）液氨储存区一般设置 1 台氨气稀释罐，碳钢制作。

5）稀释罐水源来自工业水系统。

（4） 废水池及废水输送泵。

1）废水池用于收集氨气稀释罐排出的含氨废水、卸液氨区的地面冲洗水（含雨水）和安全淋浴器的排水，然后用泵送至电厂工业废水处理系统。

2）废水池容量按氨气稀释罐体积的 1.5 倍设计，数量可按 1 个设置。

3）废水池的废水输送泵宜按 2 台配置，正常情况下，1 台运行，1 台备用，总出力应满足排出废水池内最大来水。

4）废水池宜采用地下布置，设在储罐区防火堤外。

（5） 氨气泄漏检测器及喷淋冷却水系统。

1）液氨储存区域应装设氨气泄漏检测器，以检测氨气的泄漏，并可显示大气中氨的浓度。一旦发生泄漏，测得大气中氨浓度超限时，即向机组控制室发出报警信号，并启动水喷雾消防系统吸收氨气。

2）氨气泄漏检测器的设置及安装要求可执行 SH 3063《石油化工企业可燃气体和有毒气体检测报警设计规范》。氨气泄漏检测器的布置位置应充分考虑风向、覆盖区域等因素。

3）氨气泄漏检测器的测定范围及报警限值的设置应满足 GBZ 2.1—2007《工业场所有限因素职业接触限值　第一部分：化学有害因素》表 1 中的相关要求：

a. 工作场所空气中氨的时间加权平均容许浓度 20mg/m³。

b. 短时间（15min）接触允许浓度 30mg/m³。

c. 氨气泄漏检测器的检测范围应包括上述限值，报警值一般可设于加权平均允许浓度值。

4）液氨储罐区应设置喷淋冷却水系统。

（6） 安全淋浴器及洗眼器。氨储罐区域内应设安全淋浴器及洗眼器，1 座安全淋浴器及洗眼器其服务范围为半径 15m。安全淋浴器及洗眼器设置的具体要求可执行 HG/T 20570.14《人身防护应急系统的设置》。

（7） 防火堤内排水设施。

1）液氨储罐区防火堤内积水经由散水排入堤内集水坑内，并通过设置 1 台专用排水泵送至工业废水处理车间。

2）泵的出力应满足排放事故时水喷雾消防系统所产生的全部水量。

3）排水泵应布置在防火堤外。

（四）设计计算

1. 设计输入数据

（1） 每台锅炉 BMCR 工况下纯液氨的耗量（kg/h）。

（2） 机组台数。

（3） 外购液氨的纯度。

（4） 根据厂址条件确定的储存液氨的最低、最高设计温度及设计压力。

2. 液氨储存量计算

$$m_a = 20 \times N \times G_a \times t_n / x_a / 1000 \qquad (20\text{-}8)$$

式中　m_a——BMCR 工况液氨储罐的总储存量，t；

20——日满负荷工作小时，h/天；

N——机组台数；

G_a——BMCR 工况单机纯氨的小时耗量，kg/h；

t_n——液氨储存天数（见表 20-17），天；

x_a——液氨纯度，%。

表 20-17　推荐液氨的储存天数　（天）

储存方式	储存天数
管道输送	3～5
铁路输送	5～10
公路运输	5～7

3. 主要设备选型计算

（1） 卸氨压缩机。卸氨压缩机宜设 2 台，其中 1

台备用。卸氨压缩机的出力应满足约 1.5h 内卸完槽车内的液氨。卸氨压缩机的单台出力一般可选 40～60m³/h，扬程不高于 2.0MPa。压缩机的电动机应配防爆电机，防爆等级应为 dIIAT1。

（2）液氨储罐。液氨储罐容积选择一般按锅炉 BMCR 工况下，脱硝装置的脱硝效率条件下的液氨年平均日消耗量之规定储存天数计，并保证储氨罐的上部至少留有全部容量的 10%的汽化空间。

BMCR 工况下液氨储罐的总几何容积可按式（20-9）计算。

$$V_a=\frac{m_a\times1000}{\rho_a\times\varphi} \tag{20-9}$$

式中 V_a ——液氨储罐总几何容积，m³；

ρ_a ——最高设计温度下的饱和液氨密度，kg/m³；

φ ——设计装量系数，不大于 0.9。

（五）主要设备

液氨储存和制备系统主要设备由卸料压缩机、液氨储罐、液氨蒸发器、氨气缓冲罐、液氨稀释槽（罐）以及废水泵、氨气泄漏检测器，报警系统、水喷淋系统、安全系统、废水收集及排放系统、氨区氮气吹扫及相应的管道、管件、支架、阀门及附件组成。

1. 卸料压缩机

卸料压缩机把液氨从运输的罐车中转移至液氨储罐中。压缩机输送流量主要根据槽车允许的卸氨时间确定，一般卸氨时间按 1～1.5h 考虑，一般为往复式风冷压缩机。

2. 液氨储罐

液氨储罐（见图 20-77）的材质应为低合金钢，一般选用卧式罐，其设计应满足 GB 150《钢制压力容器》的相关要求。

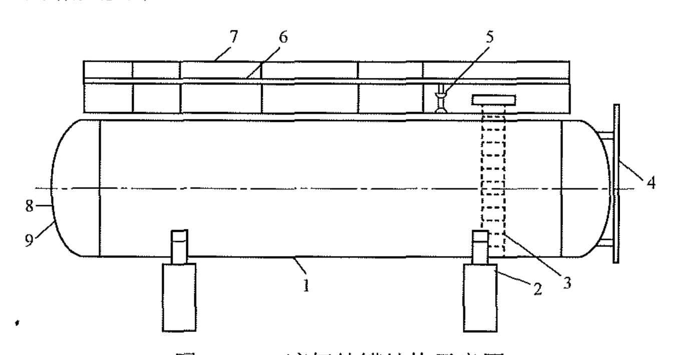


图 20-77 液氨储罐结构示意图

1—罐体；2—支架；3—内部梯子；4—液位计；5—安全阀；6—喷淋管线；7—作业台；8—温度计；9—压力计

液氨储罐设人孔、进出料管、气体放空管、气相平衡管、排污管、安全阀。安全阀、压力表及液位计等安全附件，应满足 TSG R0004《固定式压力容器安全技术监察规程》的相关要求。液氨储罐需有保温层和遮阳棚等防太阳辐射措施。

3. 液氨蒸发器

液氨蒸发所需要的热量可采用蒸汽加热来提供热量。蒸发器上装有压力控制阀将氨气压力控制在一定范围，并装有安全阀，可防止设备压力异常过高。在氨气出口管线上将装有温度检测器，当温度过低时切断液氨进料，使氨气至缓冲罐维持适当温度及压力。液氨蒸发器结构示意图如图 20-78 所示。

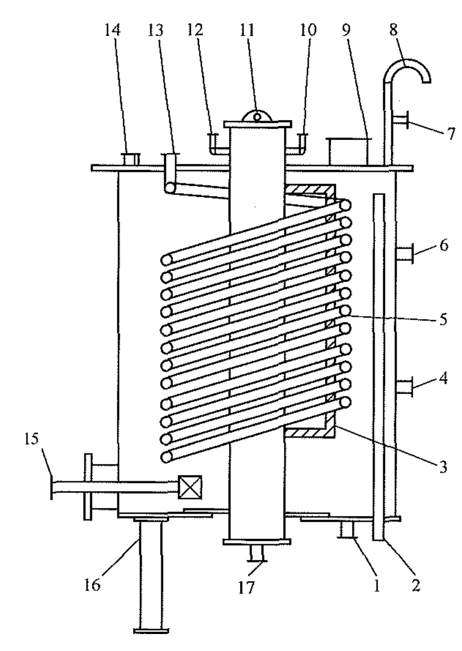


图 20-78 液氨蒸发器结构示意图

1—工业水入口；2—溢流口；3—支架；4—温度显示；5—管道；6、7—水平指示；8—通风口；9、11—观察口；10—NH_3 出口；12—预留口；13—液氨入口；14—电平开关（水位）；15—蒸汽入口；16—支柱；17—排污口

4. 氨气缓冲罐

经液氨蒸发器的氨气进入氨气缓冲罐（见图 20-79），保证氨气有稳定的压力，通过氨气输送管线送到锅炉侧的脱硝系统。

5. 氨气稀释罐

氨气稀释罐（又称氨气稀释槽）（见图 20-80）属于可能出现危险情况时处理氨排放的设备，为一定容积水槽。水槽的液位将由液位控制信号和自动补水阀维持，稀释槽进水方式由槽顶淋水和槽侧进水。液氨系统各排放处所排出的氨气由管线汇集后从稀释罐低部进入，通过分散管将氨气分散入稀释罐水中，利用大量水来吸收安全阀排放的氨气。

6. 废水收集及排放系统

考虑氨水对人和环境具有危害性，氨储罐区应设置事故收集和排放系统，以便于及时收集泄漏液体和消防喷淋水，防止大范围扩散或流失，通过泵及输送管道输送到废水处理系统进行处理。

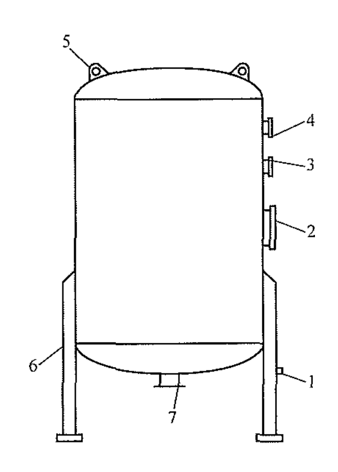


图 20-79　氨气缓冲罐结构示意图

1—接地；2—人孔；3—氨气进口、出口，安全阀，压力、温度测点；4—预留；5—吊环；6—支架；7—排污口

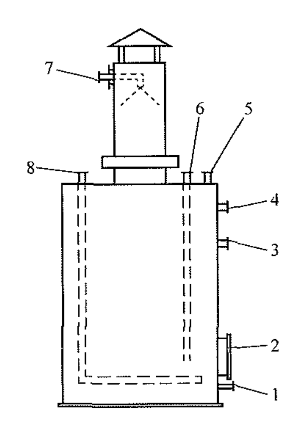


图 20-80　液氨吸收罐结构示意图

1—排污口；2—人孔；3—液位测量口；4—溢流口、液位测量口；5—通风口；6—工艺水入口；7—上部喷雾水入口；8—氨入口

氨排放管路将氨区稀释罐的排放水、氨罐喷淋冷却水等排放至废水池，再经由废水泵排到全厂废水处理系统进行处理。废水泵可以选择自吸泵或液下泵。

7. 氨区氮气吹扫

防止气氨泄漏以及氨气和空气混合造成爆炸，卸氨压缩机、液氨储罐、氨蒸发器、氨气缓冲罐等备有氮气吹扫管线。

（六）设备布置

液氨储存和制备系统内的设备布置应按工艺流程合理布置。

1. 总体布置要求

（1）储氨区布置在电厂常年最小频率风向的上风侧。

（2）液氨属易燃、易爆危险品，液氨储存区应与厂区其他建构筑物保持一定的安全距离。

（3）罐区与厂内主要道路及次要道路的防火间距负荷有关标准和规定。

（4）压力式液氨储罐应布置在防火堤内，堤内有效容积不应小于最大的一个储罐的容积，与液氨储罐相关的其他设备应布置在防火堤外。

（5）储罐、制氨气区域上面设置遮阳设施。

（6）卸氨、储罐区需要设置冷却喷淋和消防喷淋装置。

（7）罐区应设消防通道。

（8）确定合理的罐区内设备防火间距。

2. 管道布置要求

（1）管道宜采取地上布置，管道布置应满足便于生产操作、安装及维修的要求，规划布局应整齐有序。室外过道路架空管道净高度不小于 5.0m，室内管道支架梁底部通道处净空高度不小于 2.2m。

（2）氨气输送管线应根据厂址的环境条件确定是否设保温或伴热系统，以防止氨气液化及管道结露。对于环境最低温度低于–20℃的地区，应考虑氨气管道的保温或伴热系统。

（3）氨对铜、铜合金、铝等有腐蚀性，所有接触液氨、氨气的管道、阀门以及仪器上不能使用这些材料，宜采用碳钢。

（4）为防止氨气逆流，应设置止回阀。

（5）考虑到氨的毒性，在管和管接头以及阀门类的连接处，应采用焊接连接；若不能采用焊接连接时，也可采用法兰连接，但应采取相应的加强严密性的措施。

（6）氨输送管道应设置防止静电的接地措施。

（7）液氨管道不应靠近蒸汽等热管道布置，也不应布置在热管道的正上方。

（8）管道穿越防火堤和隔堤处应设钢制套管，套管长度应大于防火堤和隔堤的厚度，套管两端应做防渗漏的密封处理。

（9）当自动阀选用气动阀时，系统应配置 1 台储气罐；电动阀应采用防爆型的电动执行器。氨管道上的阀门不得采用闸阀，宜采用液氨专用阀。阀门的布置除考虑满足功能要求外，还应便于操作及维护。

3. 防火间距要求

液氨系统设备布置的防火间距宜符合表 20-18 的规定。设备间距未作规定时，其布置应满足设备运行、维护及检修的需要，设备之间的净空应确保大于 1.5m。

表 20-18 液氨系统设备布置的防火间距 (m)

项目	控制室、值班室	汽车卸氨鹤管	卸氨压缩机	液氨储罐	液氨输送泵	液氨蒸发器	氨气缓冲罐
控制室、值班室	—						
汽车卸氨鹤管	15.0	—					
卸氨压缩机	9.0	—	—				
液氨储罐	15.0	9.0	7.5				
液氨输送泵	9.0	—	—	—	—		
液氨蒸发器	15.0	9.0	—	—	—	—	
氨气缓冲罐	9.0	9.0	—	—	—	—	—

注 1. 液氨储罐的间距不应小于相邻较大罐的直径，单罐容积不大于 200m³ 的储罐的间距超过 1.5m 时，可取 1.5m。

2. 系统设备的防火间距基于半露天布置，且系指设备外壁。

3. 本表适用的液氨储罐总几何容积不大于 1000m³，当液氨储罐总几何容积大于 1000m³ 时，防火间距按 GB 50160《石油化工企业设计防火规范》执行。

4. 表中“—”表示无防火间距要求，未作规定部分按 GB 50160《石油化工企业设计防火规范》执行。

防火堤内液氨储存罐的布置间距要求参照图 20-81。液氨储罐不应超过 2 排，两排卧罐间的净距不应小于 3.0m，组内液氨储罐数量不应多于 12 个。防火堤内堤脚线距储罐不应小于 3m，防火堤外堤脚线距卸氨鹤管不应小于 5m。

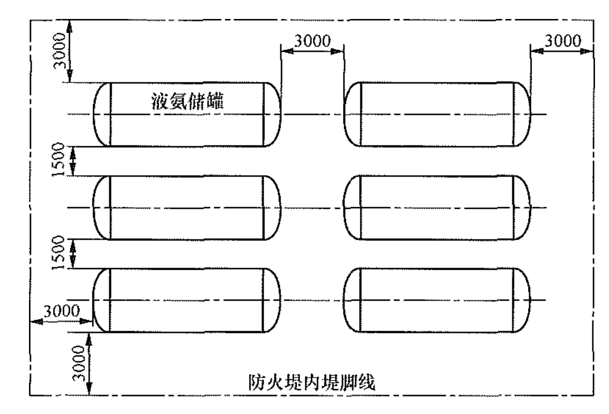


图 20-81 防火堤内液氨储存罐的布置间距（单位：mm）

卸氨压缩机可露天或半露天布置，压缩机的上方不得布置与氨相关的设备。若卸氨压缩机室内布置时，压缩机机组间的净距不宜小于 1.5m，压缩机操作侧与内墙的净距不宜小于 2.0m，其余各侧与内墙的净距不宜小于 1.2m。

液氨储罐区、装卸区周边道路应根据交通、消防和分区要求合理布置，力求畅通。罐区消防道路路边至平行防火堤外侧基脚线的距离不应小于 3m。相邻罐组防火堤的外侧基脚线之间，应留有宽度不小于 7m 的消防空地。储罐区、装卸区，宜设置环形消防车道，环形消防车道至少应有两处与其他车道连通。环形消防车道之间宜设置连通的消防车道。当受地形条件限制时，也可设回车场的尽头式消防车道。尽头式消防车道应设置回车道或回车场，回车场的面积不应小于 12.0m×12.0m；供大型消防车使用时，不宜小于 18.0m×18.0m。消防道路的路面宽度不应小于 4m，路面内缘转弯半径不宜小于 12m，路面上净空高度不应低于 4m。供消防车停留的空地，其坡度不宜大于 3%。当道路路面高出附近地面 2.5m 以上，且在距离道路边缘 15m 范围内有液氨储罐或管道时，应在该段道路的边缘设护墩、矮墙等防护设施。储罐的中心至不同方向的两条消防车道的距离，不应大于 120m。当仅一侧有消防车道时，车道至任何储罐的中心，不应大于 80m。

五、尿素制氨工艺

当采用尿素作为还原剂时，首先需将尿素制成氨气。尿素制氨有两种成熟工艺：水解工艺和热解工艺。两种不同的制氨工艺之固体尿素装卸、储存、溶解及输送工艺基本相同，区别在于尿素分解的条件不一样，导致两种不同的分解方式。

（一）尿素特性

1. 物理特性

尿素是一种白色或浅黄色结晶体，吸湿性较强，易溶于水。尿素分子式为 $CO(NH_2)_2$，在高温高压（160～240℃，2.0MPa）或者高温常压（300～650℃，0.1MPa）条件下，C—N 键断裂分解成 NH_3 与 CO_2。工业尿素来源于液氨和二氧化碳在合成塔内的反应，尿素含氮 46%。

2. 储存要求

尿素运输、储存方便。固体尿素容易吸湿结块，应储存于阴凉、通风良好的库房。

（二）系统说明

1. 系统原理

（1）尿素水解原理。尿素水解工艺是将配置成50%（或40%）的尿素溶液通过计量泵送往水解反应器，通过辅助蒸汽系统来的蒸汽对尿素溶液进行预热，蒸汽通过装设在水解反应器底部的喷嘴直接喷射到尿素溶液中，使之达到130～180℃的反应温度。尿素水解法的化学反应式为

$$CO(NH_2)_2+H_2O \longrightarrow NH_2COONH_4$$

尿素＋水 ⟶ 氨基甲酸铵

$$NH_2COONH_4 \longrightarrow 2NH_3+CO_2$$

氨基甲酸铵 ⟶ 氨＋二氧化碳

两个典型尿素溶液浓度与分解气体成分比例见表20-19。

表20-19　两个典型尿素溶液浓度与分解气体成分比例

尿素溶液浓度（质量分数，%）		40	50
分解产物（体积分数，%）	NH_3	28.5	37.5
	CO_2	14.3	18.7
	H_2O	57.2	43.8

（2）尿素热解原理。尿素热解制氨的原理是利用辅助能源（电加热、高温烟气等）在650℃温度的热解炉内，将雾化的尿素溶液直接分解为氨气，其反应方程式为

$$CO(NH_2)_2 \longrightarrow NH_3+HNCO$$

$$HNCO+H_2O \longrightarrow NH_3+CO_2$$

2. 系统流程

（1）尿素水解系统。尿素水解制氨系统由尿素颗粒储存和溶解系统、尿素溶液储存和输送系统及尿素水解系统组成。

尿素储藏间的袋装尿素落入斗提机的受料口，散料经斗提机送至溶解罐里，或者尿素罐车经过气力输送至溶解罐。除盐水在尿素溶解罐将尿素颗粒配置成40%～60%浓度的尿素溶液，随后尿素溶液储存在尿素溶液储罐中。通过计量后泵入到水解反应器中，蒸汽进入水解反应器盘管对水解反应器进行供热。尿素溶液在水解反应器中水解产生氨气，通过水解反应器顶部排出，并经过再热、计量、检测、调节后输送至SCR反应器入口烟道用作烟气脱硝的还原剂。

水解法氨气装置的工作流程为：溶解尿素→水解尿素→按需供给氨气，系统的工艺流程如图20-82所示。

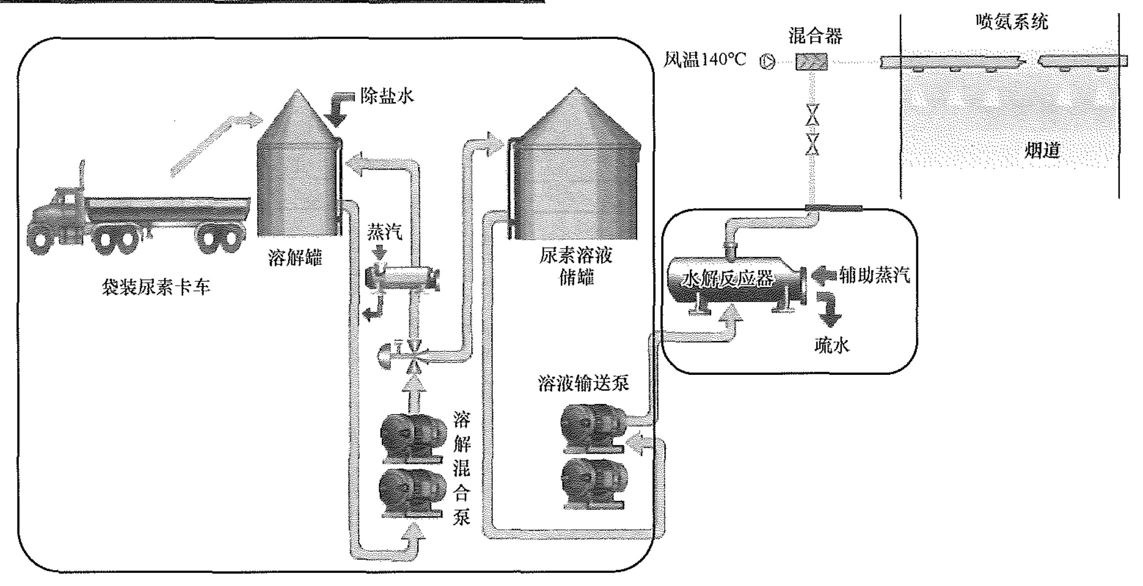


图20-82　尿素水解制氨系统工艺流程图

（2）尿素热解系统。尿素热解制氨系统由尿素颗粒储存和溶解系统、尿素溶液储存和输送系统及尿素热解系统组成。

储存于储仓的尿素颗粒输送到溶解罐，用除盐水溶解成质量浓度为40%～60%的尿素溶液，通过泵输送到储罐进行储存；之后尿素溶液经给料泵、计量与分配装置、雾化喷嘴等进入高温分解室，在350～650℃分解生成NH_3、H_2O和CO_2，分解产物经氨喷射系统进入SCR系统。

尿素热解制氨系统采用单元制布置（一台热解炉供一台机组）。尿素绝热分解的工艺流程为溶解尿素→绝热分解反应→按需供给氨气，尿素热解制氨系统工艺流程图如图20-83所示。

（三）主要设计原则

1. 系统设计

（1）尿素储存、溶液配制系统按多台机组共用系统设计，尿素溶液计量、分配及绝热分解制氨系统按单元机组设计。

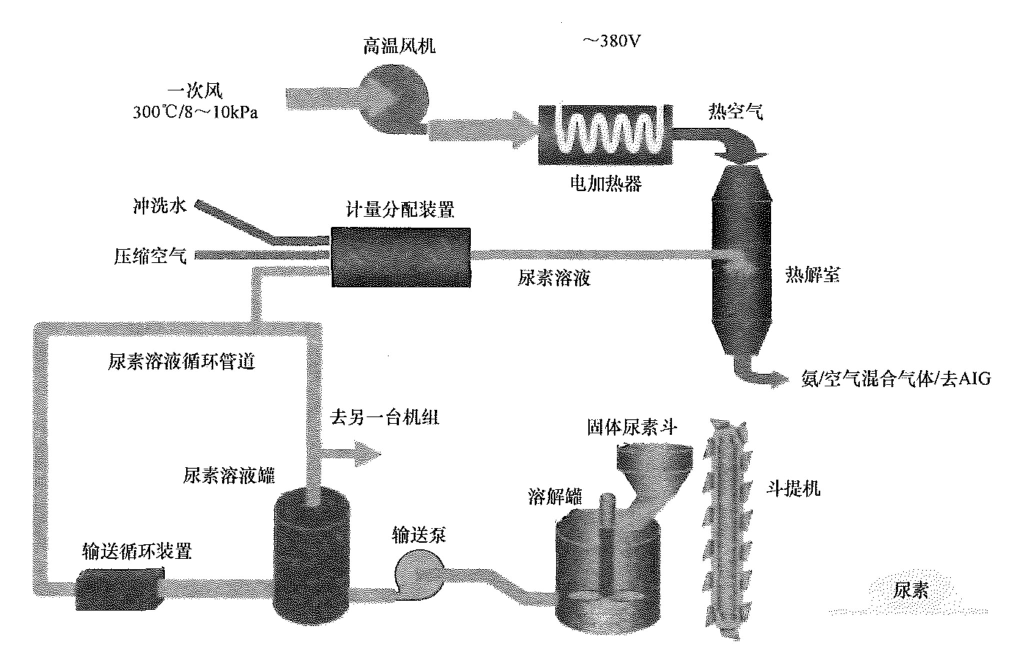


图 20-83 尿素热解制氨系统工艺流程图

（2）尿素水解装置宜为公用系统，并设有 1 台备用的水解装置，即为 $N+1$。除备用装置外的水解装置总容量应满足锅炉 BMCR 负荷下最大的制氨需要。若水解装置布置在锅炉附近，宜单元制布置。

（3）每台炉应设置一套 100%容量的尿素热解装置，尿素热解装置应满足锅炉 BMCR 负荷下最大的制氨需要，并有 10%的裕量。

2. 尿素水解系统

尿素水解反应器利用辅助蒸汽来加热，氨气由水解反应器顶部排出，并经过再热、计量、检测、调节后输送到 SCR 区，如图 20-84 所示。该反应器还设有冷却水系统、气体回收系统、溶液返回和安全泄放系统等，在尿素水解系统超压后实现对水解系统的自动调节。

3. 尿素热解系统

尿素热解将一定温度的空气送入专门设计的热解室（又称混合燃烧室），使喷入热解室的高浓度尿素溶液转化成氨气。

尿素绝热分解室是尿素热解制氨的核心设备。热解室可利用从锅炉来的一次热风作为热源来分解尿素溶液，分解产生的氨气被输送至氨喷射系统。一次热风温度达不到热解温度要求，一般需再经过电加热器或烟气加热。典型的尿素热解系统如图 20-85 所示。热解室出来的 5%的氨/空气混合气经 AIG 作为锅炉的烟气脱硝还原剂。

分解室安装喷射器。喷射器沿着分解室的侧壁面入口的周边布置成一排。喷射器应根据在分解室内获得合适的尿素雾化和分布所需要的流量和压力来确定其大小和特性。

（四）设计计算

1. 设计输入数据

（1）对于 SCR 脱硝系统：BMCR 工况下纯尿素的耗量（kg/h）；对于 SNCR 脱硝系统：BMCR 工况下单机纯尿素耗量（kg/h）。

（2）外购尿素的纯度。

2. 尿素溶液体积耗量计算

BMCR 工况下尿素制氨时单机尿素溶液体积耗量计算。

$$Q_n = \frac{G_n}{c_n \rho_n \times 1000} \tag{20-10}$$

式中 Q_n——BMCR 工况下，尿素制氨时单机尿素溶液的小时耗量，m^3/h；

G_n——BMCR 工况下，尿素制氨时单机纯尿素的小时耗量，kg/h；

c_n——尿素溶液的浓度，%；

ρ_n——配制的尿素溶液密度，t/m^3。

3. 日需尿素溶液总体积的计算

$$V_n = 20NQ_n \tag{20-11}$$

式中 V_n——日需尿素溶液体积，m^3；

20——日满负荷工作小时，h/天；

N——相同型号机组的台数。

4. 尿素溶液总储存量的计算

$$V_{nz} = V_n t_n \tag{20-12}$$

式中 V_{nz}——尿素溶液总储存量，m^3；

V_n——日需尿素溶液体积，m^3/d；

t_n——尿素溶液储存天数，d。

（五）主要设备

无论是尿素水解系统还是尿素热解系统，尿素的装卸、储存、溶解及输送设备相同，不同之处为尿素分解的设备。

1. 尿素储仓

尿素卸车有三种卸车方法：袋装尿素人工卸车、散装颗粒尿素利用槽车的车载风机卸入尿素储仓或尿素溶解系统、尿素溶液利用罐车自带输送泵直接卸入

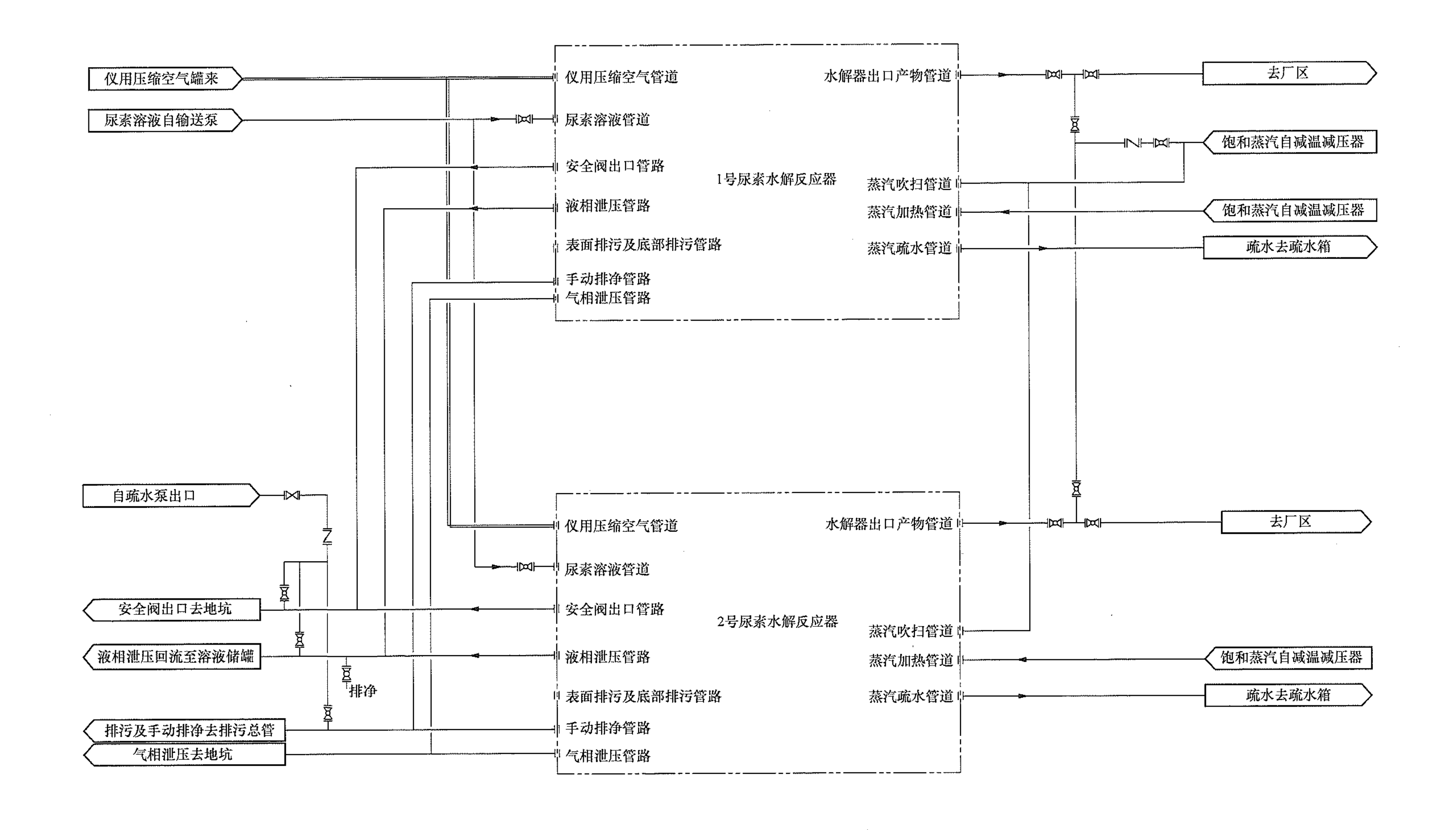


图 20-84　尿素水解系统图

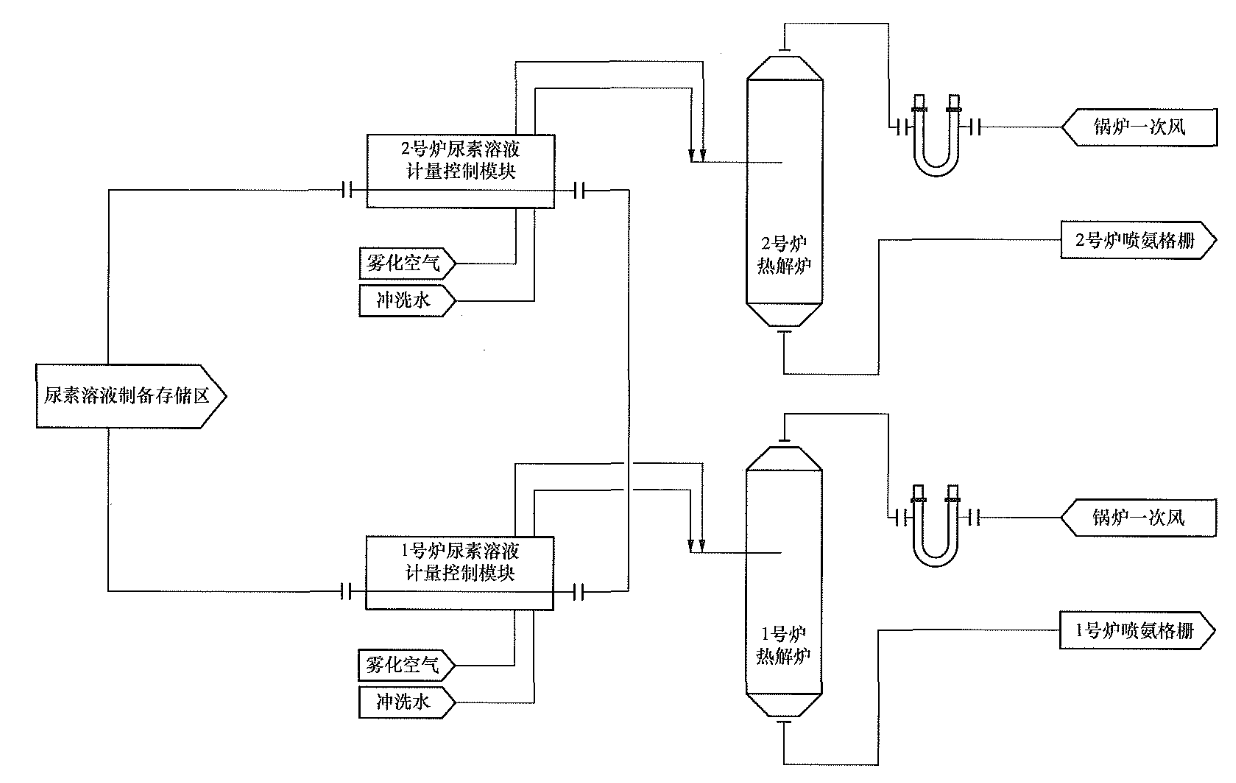


图 20-85 尿素热解系统图

尿素溶液储存罐。尿素储仓其容积大小应至少满足全厂所有机组 1～3 天的脱硝所需的尿素用量。

尿素储仓主要用以储存散装的颗粒尿素，储仓宜设计成锥形底的立式罐，尿素储仓应配置电加热热风流化装置，将加热后的空气注入仓底，以防止固体尿素吸潮、架桥及结块堵塞。单元尿素制氨车间一般设置 1 个尿素储仓，碳钢制作。

2. 尿素溶解罐

在溶解罐中，用去离子水（也可使用反渗透水和冷凝水，不使用软化水）制成 40%～60%的尿素溶液。当尿素溶液温度过低时，蒸汽加热系统启动使溶液的温度高于 38℃（确保不结晶）。罐体材料采用不锈钢。尿素溶解罐根据工程需要可设 1～2 个，其总容积大小应满足所承担 SCR 装置在 BMCR 工况下 1 天的尿素溶液用量。

3. 尿素溶液混合给料泵

尿素溶液混合给料泵为不锈钢本体，碳化硅机械密封的离心泵，按 2×100%配置。此外，溶液混合给料泵还利用溶解罐所配置的循环管道，将尿素溶液从溶解罐底部向顶部进行循环，以获得更好混合。机械密封耐温不小于 70℃。

4. 尿素溶液储存罐

尿素溶液储存罐用以储存配制好的尿素溶液。储罐材质可采用不锈钢或玻璃钢材质。储罐为立式平底结构，顶部四周应有隔离防护栏，并设有梯子及平台等安全防护设施。罐体外应实施保温。尿素溶液储存罐应设人孔、尿素溶液进出口、循环回流口、呼吸管、溢流管、排污管、蒸汽管、液位、温度测量等设施。

尿素溶液储存罐通常设置 2 台，其总储存容量宜为全厂所有 SCR 装置 BMCR 工况下 5～7 天的平均总消耗量。

5. 尿素溶液供应输送泵

通常配置一套尿素溶液供应装置，为所服务机组的脱硝系统供应尿素溶液。该装置包括两台多级离心泵（一运一备）、过滤器及所有用于尿素溶液循环及储存系统本地/远程控制和监测的压力、温度等仪表。装置过流部件为不锈钢。

对于尿素热解系统，该装置用以向计量和分配装置输送一定压力和流量的尿素溶液，与尿素溶液储存罐之间形成自循环的回路。

6. 尿素水解反应系统

水解反应器为压力容器，采用 S31603 不锈钢材料制造，内置多层隔板，并设有蒸汽预热器。

在尿素制氨的水解法工艺中，氨基甲酸铵作为一种中间产物具有较强的腐蚀性，同样，二氧化碳也具有一定的腐蚀性。所以尿素分解系统中，除了固体尿素仓库外，其余设备和管道均为不锈钢制，并且应将尿素溶液加热温度控制在氨基甲酸铵的形成温度之上。

尿素溶液管道应采用电热伴热。

7. 尿素热解反应系统

（1）计量和分配装置。尿素溶液的计量和分配装置用以精确地测量和控制输送到热分解室的尿素溶液，该装置包括计量和分配两个部分。

计量部分精确地计量和单独控制输送到每一个喷射器的尿素流量；分配部分为喷射器的合适性能提供保障。引入热分解室的雾化和冷却空气将通过该套装置。

（2）绝热分解室。热解室是一个反应器，布置在SCR反应器区域，每台锅炉设置1台绝热分解室。

热解室尿素的分解所需的体积来确定其容积的大小。如果采用一次风热源，一次风将通过电加热装置维持尿素分解温度。尿素喷射器将尿素注入热空气中。

分解室应包括尿素喷射器、过滤网、热源控制管理系统和温度控制，烟气压力控制，烟道内混合器以及氨/空气混合物的流量，压力以及温度的控制和过程指示等。

（六）设备布置

尿素储仓、尿素溶解、储存及输送系统系服务于电厂多台机组的公用系统，相对集中布置。

1. 尿素水解区布置

尿素水解反应器一般与尿素存储和溶解区域统一布置，如图20-86所示。也可布置在锅炉附近，采用单元制。

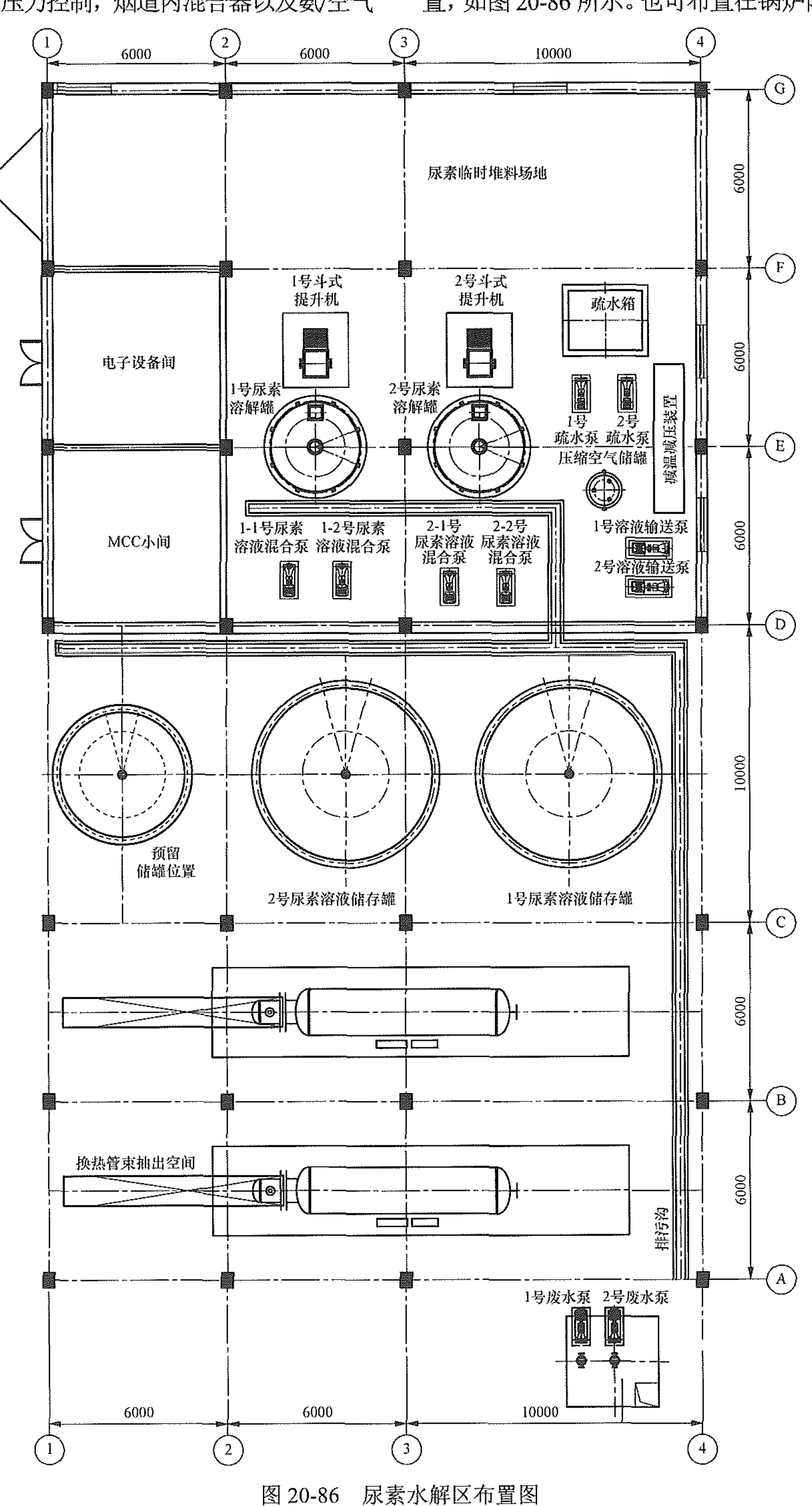


图20-86　尿素水解区布置图

2. 尿素热解区布置

一般尿素热解炉布置在锅炉钢架上或钢架附近，图20-87为典型尿素热解炉区域立面布置图。

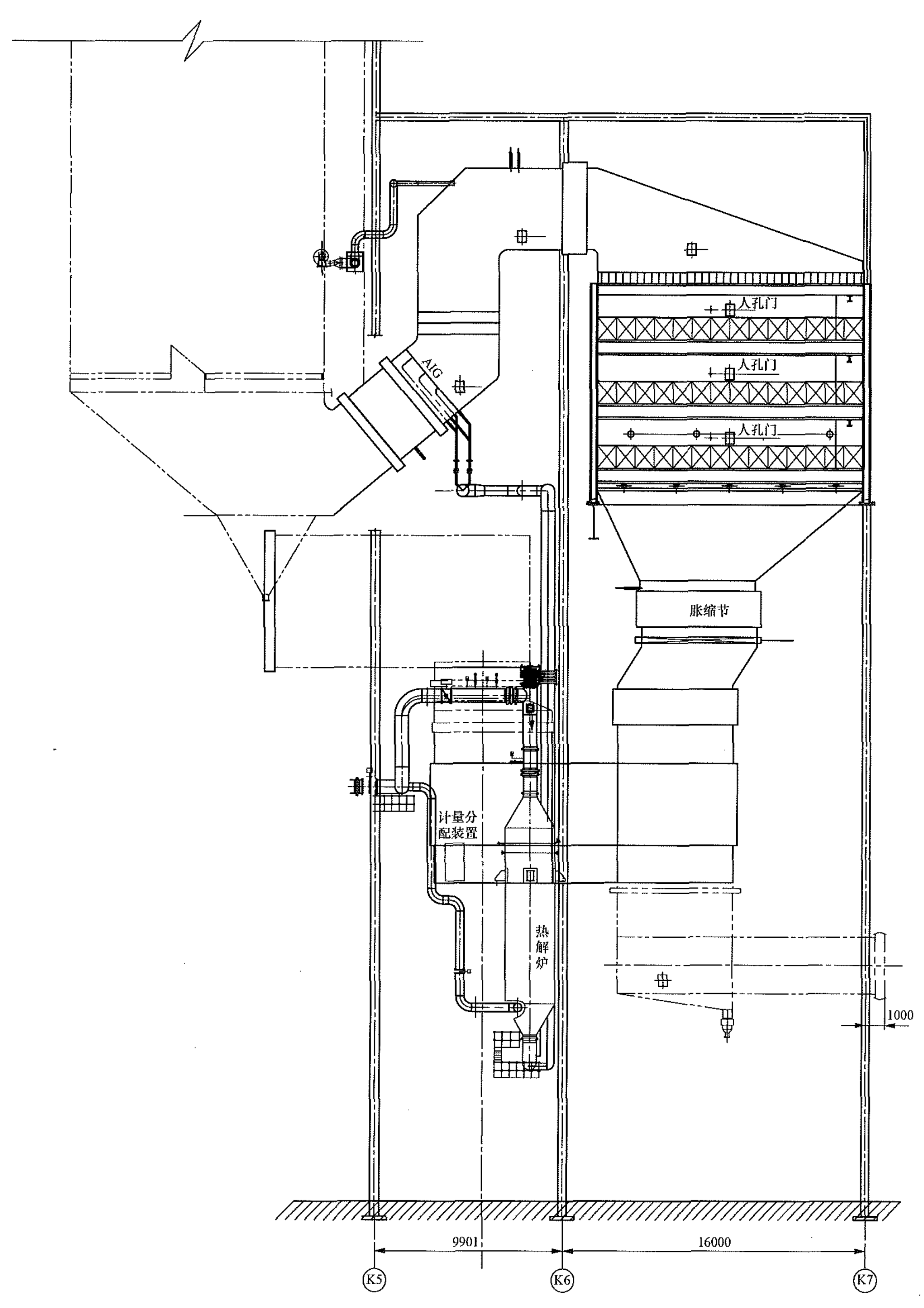


图20-87　典型尿素热解炉区域立面布置图

第三节 烟气脱汞系统设计

掌握燃煤电厂汞排放影响因素及火电机组汞污染控制技术，是实现我国汞减排目标的前提条件和重要保证。

烟气脱汞工艺主要有现有烟气处理装置协同烟气脱汞工艺、添加卤族元素烟气脱汞工艺和活性炭喷射烟气脱汞工艺。

一、汞形成机理

（一）煤炭中汞的存在形式与浓度

汞在煤中的存在形态可分为有机结合态、碳酸盐结合态、硫化物结合态、硅酸盐结合态等。总体而言，煤中的汞以与黄铁矿结合为主，有机态和硅酸盐结合态次之，水溶态、离子交换态和碳酸盐结合态含量较低。汞的赋存形态分布因样品中汞的含量以及样品产地不同表现出较大的差异。国内外大部分研究机构测得的中国原煤的平均汞含量在0.15～0.22mg/kg，其中烟煤、亚烟煤和无烟煤中的平均汞含量分别为0.147、0.145、0.150mg/kg，差别不显著，而褐煤中的平均汞含量为0.280mg/kg，显著高于其他三个煤种。此外，不同时期形成的煤汞含量存在差别，如晚石炭纪至早二叠纪和晚二叠纪形成的煤汞含量较高。由于各地区的电力燃煤的来源不一定来自本地区，因此各地区的煤矿原煤和电力燃煤汞含量存在差异（见图20-88）。

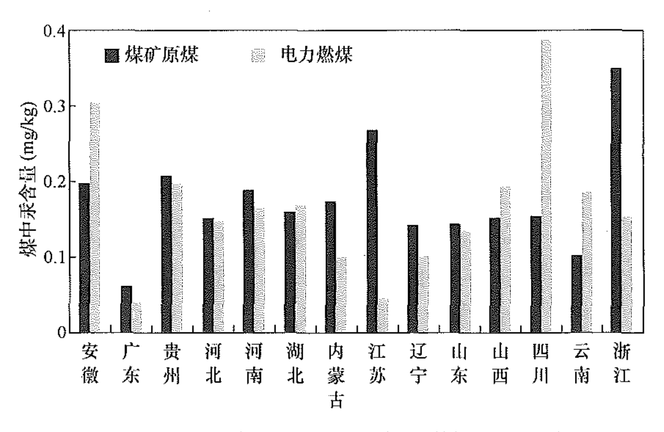


图20-88 不同省份煤矿原煤和电力燃煤的平均汞含量比较

根据MT/T 963—2005《煤中汞含量分级》，中国煤中汞含量按表20-20分级。

表20-20 煤中汞含量分级

序号	级别名称	代号	汞含量范围（mg/kg）
1	特低汞煤	SLHg	＜0.150
2	低汞煤	LHg	0.150～0.250
3	中汞煤	MHg	0.251～0.400
4	高汞煤	HHg	＞0.400

（二）燃煤过程中汞的转化机制

在燃煤过程中，汞随着煤的燃烧，释放到烟气中，并且随着烟气流经各个受热面，温度从1530℃降低到排放温度130℃左右，并与烟气中的其他气相和液、固相成分发生一系列的化学、物理作用，表现为汞存在形式的变化。燃煤过程中汞的主要转化过程与机制如图20-89所示。基于目前的分析手段，燃煤过程中汞的存在形式（有时也称为汞的形态或汞的价态）分为三种：一是气态零价汞，又称气态元素汞或气态单质汞，表示为Hg^0；二是气态二价汞，又称气态氧化汞，以$HgCl_2$为主，表示为Hg^{2+}；三是颗粒吸附汞，指吸附在颗粒物上的汞，不区分价态，表示为Hg_p。

不同形态的汞都有独特的物理和化学性质，因此它们的排放、传播和沉积特性也不同。Hg^0具有高挥发性，难溶于水且化学性质不活泼，因此难以被捕获，环境影响大；当其被排入大气后，会停留很长时间，随着大气运动，输运到远离排放源的区域，是大气中汞含量增加的主要原因。而Hg^{2+}具有水溶性和易吸附在颗粒物上的特点，因而易于转化到溶液中和颗粒物上，被除尘器和湿法脱硫设备脱除，从而对环境污染相对较弱；氧化汞可以溶于湿法脱硫设备的石膏浆液中，也较易吸附到颗粒物上，其在大气中的停留周期也较短。Hg_p大部分会随颗粒物的捕获而脱除。

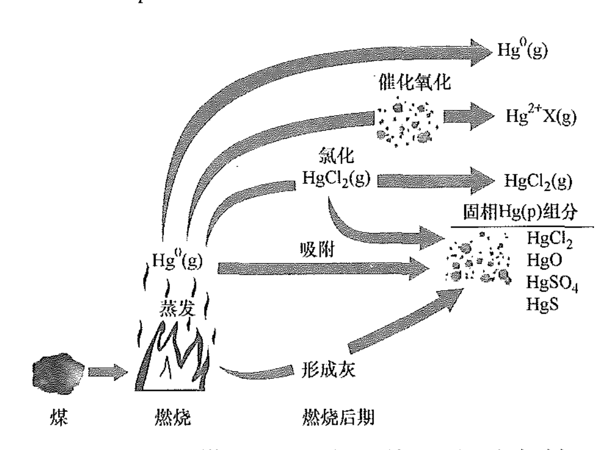


图20-89 燃煤过程中汞的主要转化过程与机制

电厂煤粉锅炉在燃烧过程中，煤中汞将受热挥发并以汞蒸气的形式存在于烟气中。在通常的炉膛温度范围内（1230～1530℃），气态元素汞（Hg^0）是汞的热力稳定形式，大部分汞的化合物在温度高于830℃时处于热不稳定状态并分解成为元素汞。也就是说，炉内高温下，几乎所有煤中的汞（有机汞和无机汞）都转化为元素汞并以气态形式停留于烟气中。残留在底渣中的汞含量一般小于总汞的2%。

烟气从炉膛出口流向烟囱出口的过程中，随着烟气流经各换热设备，烟气温度逐渐降低，此时烟气中汞的存在形式也发生变化。温度降低到480～630℃范围内时，一部分Hg^0会和烟气中的氧化性物质（Cl、

O等）发生均相氧化反应生成气相氧化汞 Hg^{2+}。这一氧化过程中，烟气中其他的成分（NO_x、SO_2等）以及固相成分（飞灰中 Ca、Fe、Cu 等矿物）会起到催化或者抑制的作用。当温度进一步下降时，在 130～330 ℃时，汞会在飞灰和未燃尽碳的作用下发生异相催化氧化反应。与此同时，飞灰中的固体物质对气态汞有物理吸附和化学吸附作用，形成 Hg_p。

对于不同电厂而言，烟气中 Hg^0、Hg^{2+}和 Hg_p之间的比例并不相同，甚至差别很大。影响燃煤电厂烟气中汞的形态分布的因素非常复杂，包括煤种及其成分、燃烧方式及燃烧器类型、锅炉运行状态（如锅炉负荷、燃烧温度、过量空气系数等）、空气污染物控制设备、烟气冷却速率和停留时间等。一般来说，随着烟气温度降低，氧化态汞呈 S 形增长，在高汞浓度条件下，烟气氯浓度的影响占主导，而在低汞浓度条件下，烟气总汞浓度的影响占主导。基于上述特性可知，尽可能使元素汞向氧化态和颗粒态转化，可有效控制汞的排放量，是合理选择烟气脱汞工艺以及有效控制汞污染的关键。

二、脱汞主要技术路线

燃煤过程中汞的排放形态有三种，一是气相单质汞 Hg^0（g），具有高挥发性和低水溶性，绝大部分以气相的形式排放到大气中，是烟气中最难捕获的汞形态；二是气相氧化态汞 $Hg^{2+}X$（g）（主要为 $HgCl_2$），易溶于水，可以被现有污染控制装置（如湿法脱硫装置）脱除；三是颗粒态汞 Hg_p，可随烟气中的飞灰被除尘装置捕获。可见，降低燃煤烟气中 Hg^0（g）的比例是提高汞脱除效率的关键。

燃煤电厂汞污染控制的方法主要分为：燃烧前脱除、燃烧中脱除和燃烧后烟气中脱除。燃烧后脱汞是目前燃煤火电机组使用较为广泛的控制汞排放的方法。由于气相单质汞 Hg^0（g）的性质不活泼，既不易吸附也不溶于水，因此较难被现有污染物净化设备脱除。因此，所有电厂脱汞技术的思路都是促进元素汞向氧化态或颗粒态转化，走复合式污染控制之路：

（1）将元素汞转化为颗粒吸附态，再利用除尘器，如电除尘器、布袋除尘器等回收脱除。

（2）将元素汞转化为氧化态，利用氧化汞的水溶性，在湿法烟气脱硫装置中脱除。

除了燃烧前洗煤等直接脱除煤中汞的方法外，一些在燃烧前和燃烧中加入添加剂（如 $CaBr_2$ 等）的方法，可以有效提高燃烧后烟气中汞的脱除效率。

（一）燃烧前脱汞

（1）原煤洗选。利用化学、生物和物理方法对原煤进行洗选，可以减少煤中的硫铁矿含量和含灰量，提高发热量。汞是亲硫化物的元素，一般与黄铁矿等物质结合，因此洗煤也能够达到脱汞的效果。原煤洗选主要包括常规物理洗煤、浮选洗煤、磁分离洗煤等方法。

（2）热解处理。由于汞的高挥发性，在煤加热的过程中，汞会由于受热而挥发出来。热解过程中，不同煤的汞释放温度和释放比例均不同，热解后煤中残留汞的比例与煤中汞的赋存状态有关。热处理脱汞目前还处于试验室研究阶段，有待进一步完善。

（二）燃烧中脱汞

关于燃烧过程中脱汞的研究较少，主要是利用改进燃烧方式。目前，针对其他污染物而采取的一些燃烧控制技术对汞的脱除具有积极作用。流化床燃烧方式在降低 NO_x 排放的同时可以降低烟气中汞及其他重金属元素的排放。另外，有研究者指出低氮燃烧技术因为操作温度较低，也利于汞向氧化态转化，并提高脱除效果。

（三）燃烧后脱汞

1. 协同烟气脱汞工艺

烟气污染物净化设备（烟气除尘、脱硫、脱硝设备）正常运行，不使用额外添加剂时，各设备的脱除率一般称为自然脱除率。由于设备的自然汞脱除率差异很大，在达不到目标要求的脱除效果时，会采取使用添加氧化剂的方法来提高汞脱除率。这种工艺通常是在输煤皮带或锅炉内喷洒氧化剂（一般为卤族化合物，如 $CaBr_2$、$CaCl_2$、$MgCl_2$ 等），从而提高电除尘、布袋除尘和烟气湿法脱硫工艺的协同脱汞效果。

（1）除尘器协同脱汞。除尘器能在脱除颗粒物的同时，脱除吸附在颗粒物上的汞。由于颗粒形式存在的汞大多存在于亚微米颗粒中，一般电除尘器对这部分粒径范围的颗粒脱除效率很低，因此电除尘器的脱汞能力有限。与电除尘器相比，布袋除尘器可以更有效地捕集汞。这主要是由于在布袋除尘器内，烟气与滤料表面形成的滤饼层充分接触，滤饼层如同一个固定床反应器，可以促进汞的异相氧化和吸附。对煤粉炉而言，电除尘器的脱汞效率存在一个很大的变化范围，美国电除尘平均脱汞效率为 36%，但中国电除尘脱汞效率测试结果仅为（21±12）%。这与电厂燃煤的煤质有关，中国燃煤的氯含量要显著低于美国燃煤的氯含量，燃煤中氯含量的差异会影响烟气汞的形态分布，进而影响烟气污染控制工艺组合的协同脱汞效率。煤粉炉采用布袋除尘器，其脱汞效率为（67±30）%。

（2）烟气脱硝装置对脱汞效果的影响。选择性催化还原烟气脱硝工艺对元素汞的氧化过程有促进作用，但是该工艺的促进效果有很强的煤种依赖性，并且受很多因素影响，包括烟气成分、催化剂类型和寿

命、烟气流速等。即使是在煤种和设备类型很接近的电厂，汞的氧化效果也会在较宽的范围内变化。SCR催化剂（一般为钒钨钛催化剂）对 Hg^0 具有催化氧化作用，能够加速 Hg^0 的氧化转化，转化率能够达到30%～80%。

（3）湿法烟气脱硫装置协同脱汞。湿法烟气脱硫装置可去除烟气中大部分的氧化汞，但几乎不脱除元素汞。煤粉炉后烟气通过电除尘和湿法烟气脱硫装置后，汞的脱除效率为（61±23）%；当煤粉炉后烟气通过选择性催化还原烟气脱硝工艺、电除尘器和湿法烟气脱硫装置后，汞的脱除效率为（85±15）%。

2. 添加卤族元素对脱汞工艺影响

卤素含量增加有助于提高汞脱除效率。溴对汞具有很强烈的氧化效果，其氧化效果强于氯和碘，是常用的添加剂。目前的溴化方法分为气相溴化法和溴盐浸渍法。在工程应用中，常采用的方法是在输煤管道和煤粉管道上喷射卤素。目前应用最为普遍的添加剂是 $CaBr_2$，$CaBr_2$ 较便宜且易于处理。根据美国的运行经验，一般添加溴的质量为吸附剂质量的7%～11%。

对于某些低氯煤种（氯含量低于300mg/kg），可以向煤中添加少量氧化剂，来促进汞在锅炉和烟道中的氧化，提高烟气脱硫工艺的脱汞效率，同时也能促进活性炭对汞的吸附和脱除。表20-21为美国燃煤火电厂添加卤素促进汞氧化脱除的添加位点情况统计。

表20-21　美国燃煤火电厂添加卤素促进汞氧化脱除的添加位点情况统计

序号	装机容量（MW）	煤种	烟气净化设备	添加剂
1	475	褐煤	电除尘＋湿法脱硫	电除尘前添加 $CaCl_2$，$MgCl_2$
2	593	褐煤/次烟煤	电除尘＋湿法脱硫	电除尘前添加 $CaCl_2$，$CaBr_2$
3	593	褐煤/次烟煤	电除尘＋湿法脱硫	湿法脱硫添加剂
4	470	高硫烟煤	电除尘＋湿法脱硫	湿法脱硫添加剂
5	565	PRB次烟煤	选择性催化还原烟气脱硝＋喷雾干燥＋布袋除尘	$CaCl_2$
6	545	高硫烟煤	选择性催化还原脱硝＋电除尘＋湿法脱硫	$CaCl_2$
7	600	PRB次烟煤	选择性催化还原烟气脱硝＋电除尘＋湿法脱硫	$CaBr_2$

3. 烟道活性炭喷射脱汞工艺

烟道活性炭喷射技术（ACI）脱汞的基本原理是向烟道中喷入活性炭，使活性炭在伴随烟气流动过程中不断吸附烟气中的汞，将气态汞转化为固定在吸附剂上的颗粒汞，然后利用电除尘器或布袋除尘器等颗粒物排放控制装置将其脱除。ACI技术是目前最为成熟可行的主动汞污染控制技术，在垃圾焚烧炉汞排放控制中取得了较好的效果。目前在美国，一些基于ACI的污染控制装置已经装配电厂并投入运营。该技术的原理示意图如图20-90所示，其设置的主要位点包括除尘器之前的烟道、电除尘器和布袋除尘器之间的烟道和电袋除尘器内。

ACI技术的工艺流程图如图20-91所示。活性炭通过罐装车运到现场后，利用罐装车内的泵将活性炭输送到储料罐内；储料罐中的活性炭，再经过给料机，利用气力输送到烟道。ACI技术的设备主要包括储料罐、给料机、鼓风机、喷射器、传输管、分散管和喷射管。活性炭储仓的容积和高度，与活性炭的喷射量有关；美国电厂的活性炭储仓，容积一般为120t，高度约为30m。

截至2010年6月，美国已经有169个机组安装了或者计划安装汞污染控制设备，其中155个使用的是ACI脱汞工艺。表20-22中列出了部分已经安装了ACI设备的电厂情况，它们分布在美国不同的州，使用的煤种也存在区别。对这些电厂进行的测试显示，除了褐煤烟气以及含 SO_3 量过高的烟气需要采用特别处理的活性炭外，大部分电厂的汞脱除率都在90%以上。

尽管活性炭吸附剂在实际电厂应用中获得了很好的脱汞效果，不过仍然存在一些问题：①燃煤电厂烟气量大，除尘器前活性炭颗粒的停留时间较短，以及活性炭会与烟气中其他成分发生反应等因素，会使得活性炭的消耗量增加；②活性炭价格比较昂贵，使用喷入量较小的改性活性炭吸附剂依然具有较高的运行成本；③向烟气中喷入活性炭会增加飞灰中的碳含量，当飞灰中总含碳量（包括未燃尽碳含量和喷入的活性炭含量）超过1%时，会影响飞灰的利用（作为混凝土中水泥的替代物）；④在燃用褐煤或者烟气中 SO_3 浓度较高的电厂，ACI技术的脱汞效果并不理想等。

4. 氧化剂添加＋微量ACI烟气脱汞工艺

可利用添加氧化剂（一般为溴化物）和微量活性炭尾部烟道喷射相结合的工艺来脱除烟气中的汞，一方面能够保证烟气脱汞的效果，另一方面可以显著减少活性炭喷射量（一般只有仅使用ACI工艺的10%～20%），有效降低成本。例如，在电除尘器的入口多孔导流板处，只需约 $8kg/m^3$ 的吸附剂就可达到50%汞减排，若在空气预热器入口喷射处，则效果更佳。

图 20-90　活性炭喷射技术的原理示意图

（a）喷射位点在除尘器之前；（b）喷射位点在电除尘和布袋除尘之间；（c）喷射位点在电袋除尘之内

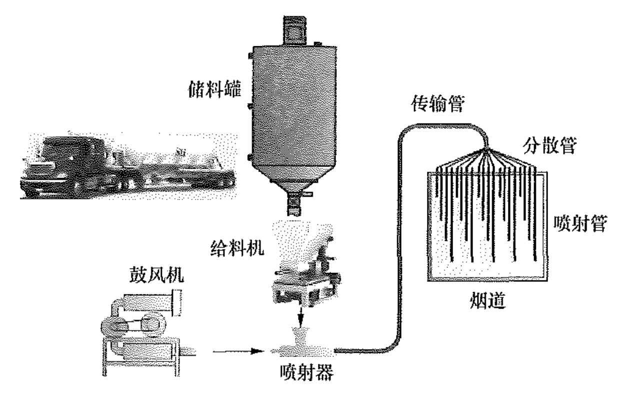


图 20-91　ACI 技术的工艺流程图

表 20-22　美国部分使用 ACI 工艺的电厂情况

序号	装机容量（MW）	煤种	除尘设备	脱硫工艺	脱硝工艺
1	635	PRB 次烟煤	电除尘＋布袋	无	无
2	605	北达科他州褐煤	电除尘	湿法脱硫	无

续表

序号	装机容量（MW）	煤种	除尘设备	脱硫工艺	脱硝工艺
3	444	东部高硫烟煤	电除尘	湿法脱硫	SCR
4	239	PRB 次烟煤	电除尘	无	无
5	500	次烟煤/低硫烟煤	电除尘	无	SNCR
6	230	PRB 次烟煤	电除尘＋布袋	湿法脱硫	无
7	75	PRB 次烟煤	电除尘	无	无
8	850	PRB 次烟煤	电除尘	无	无
9	574	PRB 次烟煤	电除尘	无	无
10	75	东部中硫烟煤	电除尘	无	无
11	253	东部低硫烟煤	电除尘	无	无
12	570	北达科他州褐煤	电除尘	无	无

续表

序号	装机容量（MW）	煤种	除尘设备	脱硫工艺	脱硝工艺
13	813	得克萨斯褐煤	电除尘	湿法脱硫	无
14	138	PRB 次烟煤	电除尘	无	无
15	346	东部中硫烟煤	电除尘	无	SCR
16	163	东部高硫烟煤	电除尘	无	SNCR
17	477	北达科他州褐煤	电除尘	湿法脱硫	无
18	817	次烟煤/中硫烟煤	电除尘	无	SCR
19	617	PRB 次烟煤	电除尘	湿法脱硫	SCR
20	172	东部高硫烟煤	电除尘	无	无
21	188	东部高硫烟煤	电除尘	无	SNCR
22	169	次烟煤/高硫烟煤	电除尘	无	无
23	123	东部中硫烟煤	电除尘	湿法脱硫	无

第四节　二氧化碳脱除系统

CO_2 的捕集与封存（CCS）被认为是火电厂减少 CO_2 排放可行的方案与技术之一。CCS 是将 CO_2 从化石燃料燃烧产生的烟气中分离、捕集出来，并将其压缩至一定压力，通过管道或运输工具运至存储地，以超临界的状态有效地储存于地质结构层中，主要由 CO_2 捕集、运输与封存三个环节组成。

CO_2 捕集主要有燃烧前捕集和燃烧后捕集以及富氧燃烧的技术路线。

一、燃烧前捕集技术

（一）系统说明及工艺流程

燃烧前 CO_2 捕集主要应用在以气化炉为基础的发电厂，化石燃料和氧或空气发生反应、制成 H_2 和 CO_2，然后进行分离，从而达到 CO_2 捕集的目的。

IGCC 是典型的可以进行燃烧前捕集 CO_2 的系统，其流程如图 20-92 所示。和传统的 IGCC 不同的是，捕集 CO_2 的 IGCC 系统需要进行水煤气转化、H_2 与 CO_2 分离，因此进入燃气轮机的是氢气而不是一般的合成气。

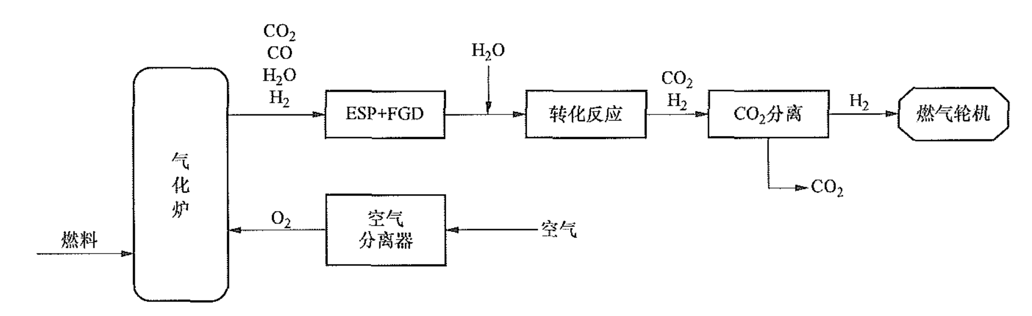


图 20-92　燃烧前捕集系统流程

典型的燃烧前 CO_2 捕集流程分三步实施：

（1）合成气的制取。将煤炭、石油焦等碳基燃料与水蒸气反应，或者与氧气进行气化反应，生成合成气，即 CO 和 H_2。

（2）水煤气变换。将合成气中的 CO 进一步同水蒸气反应，生成 CO_2 和 H_2。水煤气变换反应是一个放热反应，反应热为 41kJ/mol。为了维持所需的反应温度，必须采取冷却措施将反应过程中生成的热量带走。

（3）H_2 与 CO_2 分离。将不含能量的 CO_2 同能量载体 H_2 分离，为后续的能量利用和 CO_2 封存做准备。

（二）工艺技术特点

燃烧前 CO_2 捕集系统通常具有压力高、杂质少的优点。进入分离装置的混合气中 CO_2 的浓度为 15%～60%（干基），总压一般为 2～7MPa，CO_2 的分压为 0.3～4.2MPa。由于在合成气变换之前需要进行严格的净化措施，因此进入分离装置的合成气粉尘、硫化物的含量都很低。燃烧前捕集 CO_2 的这些优点，使得捕集系统可以采用的分离工艺较多，分离设备尺寸较小，分离过程的能耗较少。

分离 CO_2 的典型物理吸收法是聚乙二醇二甲醚法（Selexol 法）和低温甲醇法（Rectisol 法）。这两种方法都属于低温吸收过程，Selexol 法的吸收温度一般在 −10～15℃，低温甲醇法的吸收温度一般在 −75～0℃。另外，这两种技术能够同时脱除 CO_2 和 H_2S，且净化度较高，可以在系统中省去脱硫单元，但相应需要采用耐硫变换技术。

低温甲醇法在化工行业已得到了多年应用，其主要缺点是工艺流程庞大，而且吸收过程中甲醇蒸汽压较高，致使其溶剂损失较大。目前大多数基于 IGCC 进行 CCS 的研究计划都选择 Selexol 法进行物理吸收。

另外，膜分离技术被公认为是在能耗降低和设备

紧凑方面具有非常大的潜力技术。膜分离过程是以气体在膜两侧的压差为驱动力，不同气体通过膜的渗透速率不同，渗透速率快的气体在膜的另一侧富集从而实现气体组分的分离。根据对气体分离的机理不同，膜分离法可分为分离膜和吸收膜两类。吸收膜是在薄膜的另一侧有化学吸收液，并依靠吸收液来对 CO_2 进行选择吸收，而微孔分离膜只起到隔离气体与吸收液的作用。图 20-93 所示为两种膜的分离原理示意图。

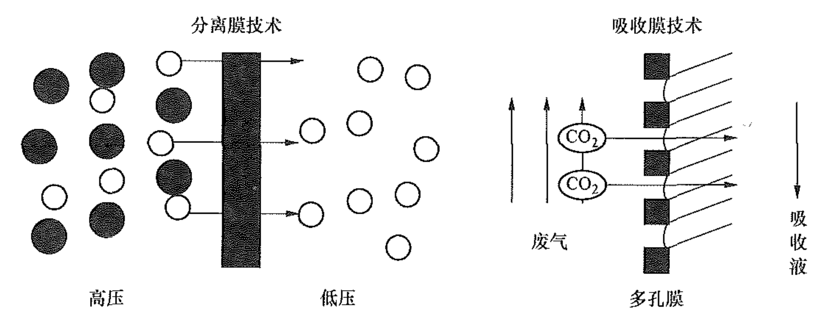


图 20-93　两种膜的分离原理示意图

按照膜材料的不同，主要有高分子膜、无机膜以及正在发展的混合膜和其他过滤膜。膜分离技术是一种能耗低、无污染、操作简单、易保养的清洁生产技术。目前，利用膜分离技术分离出来的 CO_2 纯度不高，需采用多级提纯。目前各种用于气体分离的无机膜正在被开发，其中以钯基膜产品的开发得到最迅速的发展。

二、燃烧后捕集技术

（一）系统说明及工艺流程

燃烧后 CO_2 捕集系统流程图如图 20-94 所示，这种系统是在燃烧系统（如电厂的锅炉或者燃气轮机）的烟气通道上安装 CO_2 分离系统，对烟气中的 CO_2 进行捕集。其基本过程是，从锅炉中出来的烟气首先经过脱硝、除尘、脱硫等净化措施，并调整烟气的温度、压力等参数，以满足 CO_2 分离设备的要求。净化后的烟气进入 CO_2 吸收装置，烟气中的 CO_2 中被脱除，不含（或含有少量）CO_2 的烟气（主要成分为氮气、水蒸气）通过烟囱排放。富含 CO_2 的吸收剂（或者吸附物质等）经过解吸后，释放出高纯度的 CO_2，并实现吸收剂的再生。高纯度的 CO_2 捕集后，加压液化进行运输，以及进行封存或者利用。

燃烧后 CO_2 捕集技术可以直接应用于传统电厂，它对传统电厂烟气中的 CO_2 进行捕集，投入相对较少，但环境影响相对燃烧前捕集技术要高。事实上，由于传统电厂排放的 CO_2 浓度低、压力小，无论采用何种燃烧后捕集技术，能耗和成本都难以降低。

目前对已有的燃烧后 CO_2 捕集有吸收分离、吸附分离、膜分离和固体吸附等技术。评估表明，基于化学吸收剂的吸收分离过程是当前燃烧后捕获 CO_2 最优的选择。比起其他燃烧后捕集技术，化学吸收法具有更高的捕集效率和选择性，更低的能耗和投资成本。

（二）化学吸收法分离 CO_2 技术

化学吸收法是利用 CO_2 为酸性气体的性质，以弱碱性物质进行吸收，然后加热使其解吸，从而达到脱除 CO_2 的目的。其主要优点是吸收速度快、净化度高，CO_2 回收率高，吸收压力对吸收能力影响不大。目前典型的化学吸收剂为烷基醇胺、热钾碱溶液、氨法等。

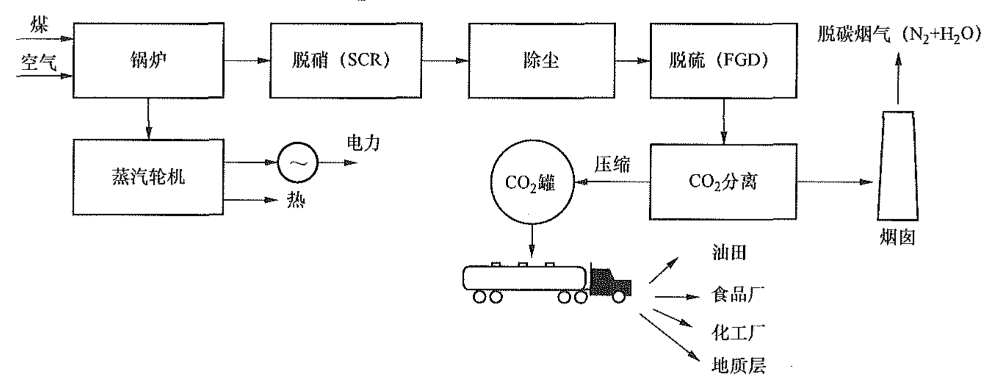


图 20-94　燃烧后 CO_2 捕集系统流程

1. MEA（乙醇胺）法

MEA 具有较强的碱性，与 CO_2 反应速率较快，具有吸收速度快、吸收能力强的特点。MEA 法适合在 CO_2 分压力较低的情况下应用，吸收率受操作压力影响不大，既可在高压下操作，也可在常压下操作，操作温度与烟气温度相当，同时 MEA 在醇胺类吸收剂中碱性最强，反应速度快，稳定性好，且易回收。因此，MEA 法比较适合用于电厂烟气中 CO_2 回收。

目前世界上大部分电厂烟气 CO_2 分离工艺都采用MEA溶剂为基础的化学吸收法。MEA法存在的主要问题是氧化降解问题，可以通过优化吸收/再生工艺的结构及使用抗氧化添加剂等措施以降低操作成本。与常规醇胺法相比，优化后的新工艺约可降低捕集成本50%以上。

2. 热钾碱法

热钾碱法最大的优点是吸收和再生可在等温条件下进行，因此力求在高温下吸收，不过入塔溶液温度高，会影响出塔气体中 CO_2 含量和溶液的吸收 CO_2 能力。但是，热钾碱法的活性剂吸收 CO_2 的能力与 CO_2 分压力密切相关。实验证明在进口 CO_2 浓度为18%，吸收压力为2.1MPa时，加入活化剂的30%浓度的热钾碱溶液吸收能力为 $28m^3CO_2/m^3$ 溶液，但当 CO_2 分压低于0.15MPa（绝对压力），吸收压力为常压时，热钾碱溶液吸收能力低于 $10m^3CO_2/m^3$ 溶液，此时再生所消耗的蒸汽量将大大增加。更何况电厂烟气若要达到0.15MPa（绝对压力）CO_2 分压，烟气需压缩到1.1MPa以上，此时将需消耗大量的压缩功，因此采用热钾碱法脱除电厂烟气中的 CO_2 不经济。

3. 氨法

氨水喷淋法是化学吸收法的一种。与MEA法相比，氨水吸收容量高达 $1.2kgCO_2/kg\ NH^3$，理论分析认为常压热再生可比MEA法节能60%以上，缺点是再生后吸收剂吸收能力下降严重、普通碳铵挥发损失大，吸收的碳易分解重返大气、削弱了 CO_2 的吸收效率。此外吸收反应需要在较低温度下进行，低于10℃，烟气降温耗能较大。

（三）典型的MEA分离 CO_2 技术

1. MEA特性

MEA特性表见表20-23。

表20-23　MEA特性表

名称	单位及工况	乙醇胺
分子式		$H_2NCH_2CH_2OH$
相对分子量		61.09
密度	g/cm^3（20℃以下）	1.0179
沸点	℃（1.013×10^5Pa以下）	171
凝固点	℃	10.5
蒸汽压	Pa（20℃以下）	48.0
水中溶解度	%（20℃以下）	96.4
蒸发热	kJ/kg（1.013×10^5Pa以下）	669.8

2. MEA吸收原理

根据理论分析，MEA与二氧化碳反应生成比较稳定的氨基甲酸盐，在再生过程中需要较多的能量才能分解，导致再生能耗较大。同时氨基甲酸盐对设备的腐蚀性较强，又易形成水垢。MEA与二氧化碳的反应式为

$$CO_2+HOCH_2CH_2NH_2=HOCH_2CH_2HNCOO^-+H^+ \quad (20\text{-}13)$$

$$HOCH_2CH_2HNCOO^-+H_2O=HOCH_2CH_2NH_2+HCO_3^- \quad (20\text{-}14)$$

$$H^++HOCH\cdot CH_2NH_2=HOCH_2CH_2NH_3^+ \quad (20\text{-}15)$$

因为MEA与二氧化碳反应生成比较稳定的氨基甲酸盐，总反应式可以写为

$$CO_2+2HOCH_2CH_2NH_2+H_2O=HOCH_2CH_2HNCOO^-+HOCH_2CH_2NH_3^+ \quad (20\text{-}16)$$

由总反应式可知：MEA吸收二氧化碳的最大容量为 $0.5mol\ CO_2/molMEA$。溶液的再生与 CO_2 气的生成为反应式（20-16）的逆反应，在再生塔中进行。

活性胺为以MEA为主体的复合胺吸收溶剂。该活性胺与二氧化碳的反应机理与MEA不同，胺与二氧化碳反应不形成稳定的氨基甲酸盐，其最大吸收容量为 $1molCO_2/mol$ 胺。总反应方程式可以写为

$$CO_2+R_1R_2NH+H_2O=R_1R_2NH_2^++HCO_3^- \quad (20\text{-}17)$$

因此使用活性胺，在同摩尔浓度下与MEA法相比，吸收能力提高、再生能耗下降。

3. 主要系统说明

烟气 CO_2 捕集的基本工艺流程主要由三部分组成：以吸收塔为中心，辅以旋风分离、气水分离及增压设备；以再生塔和再沸器为中心，辅以再生气冷却气以及分离器和回流系统；介于以上两者之间的部分，主要有富 CO_2 气吸收液与再生吸收液换热以及过滤系统。

从脱硫后引来的烟气温度约为48℃，正好处于MEA理想吸收温度。在一般情况下，经过除尘、脱硫处理的烟气通过鼓风机加压后直接进入吸收塔进行 CO_2 的吸收。为了避免由于湿法脱硫将带来大量的游离态水分及饱和水，使得 CO_2 回收装置系统内难以达到水平衡，造成更多的溶液排放及伴随的胺损失。为此需要在进 CO_2 回收装置前对烟气进行预处理，通过旋风分离并气水分离的方式减少烟气的水分。此外，使用鼓风机增压用来克服在气体通过分离器、吸收塔时所产生的压降。在吸收塔中，烟气自下向上流动，与从上部入塔的吸收液形成逆流接触，使 CO_2 得到脱除。净化后的烟气从塔顶排出。由于MEA具有较高的蒸汽压，为减少MEA蒸汽随烟气带出而造成吸收液损失，通常在吸收塔上段水洗，降低烟气中的MEA蒸汽含量。洗涤水循环利用，当系统需要补水时，首先将洗涤水作系统补水，损失的洗涤水由除盐水补充。

图 20-95 所示为烟气系统吸收流程图。

吸收 CO_2 后的富液由塔底经泵送入富液预热器、贫富液换热器，回收热量后送入再生塔。解吸出的 CO_2 连同水蒸气经冷却后，分离除去水分后得到纯度 99.5%（干基）以上的产品 CO_2 气，送入后序工段使用。再生气中被冷凝分离出来的冷凝水，用泵送至再生塔。富液从再生塔上部进入，通过汽提解吸部分 CO_2。经汽提解吸后的半贫液进入煮沸器，使其中的 CO_2 进一步解吸。解吸 CO_2 后的贫液由再生塔底流出，经贫富液换热器、贫液冷却器冷却，冷却后的贫液进入吸收塔循环吸收。溶剂往返循环构成连续吸收和解吸 CO_2 的工艺过程。为了维持溶液清洁，10%～15% 的贫液经过活性炭过滤器过滤；为处理系统的降解产物，设置胺回收加热器，需要时，将部分贫液送入胺回收加热器中，加入碳酸钠溶液，通过蒸汽加热再生回收。从捕集区带出的再生气进入精处理区进行进一步提纯处理。桶装形式溶液入厂后泵入胺液罐储存，系统需补溶液时通过管道从胺液罐进行补充。贫液系统流程图如图 20-96 所示，富液系统流程图如图 20-97 所示。

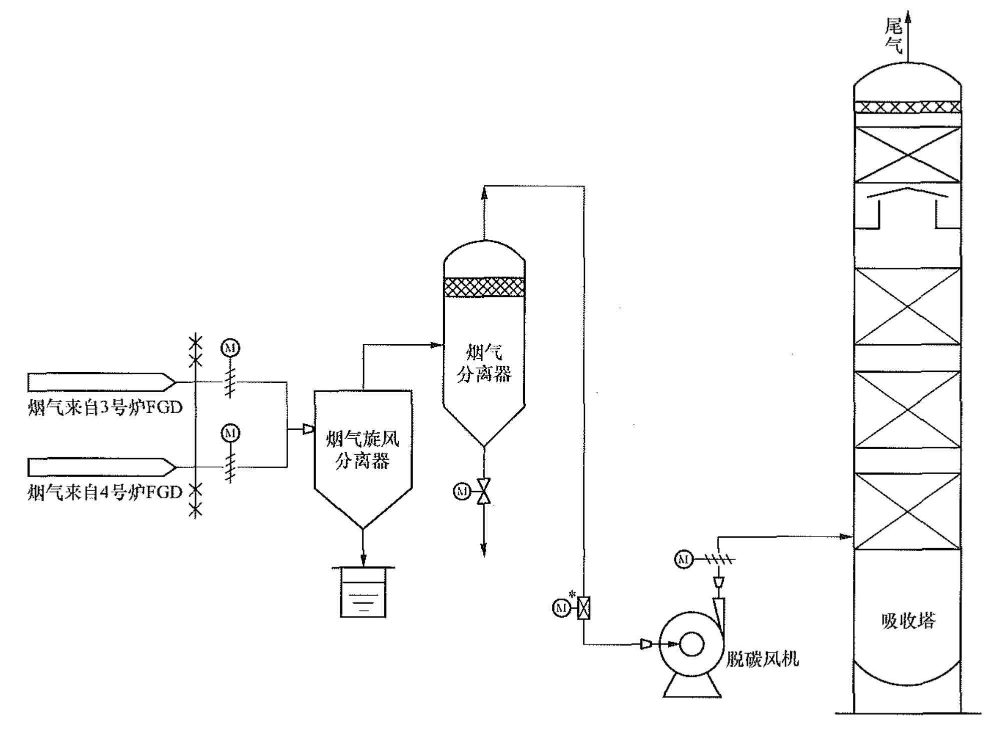


图 20-95　烟气系统吸收流程图

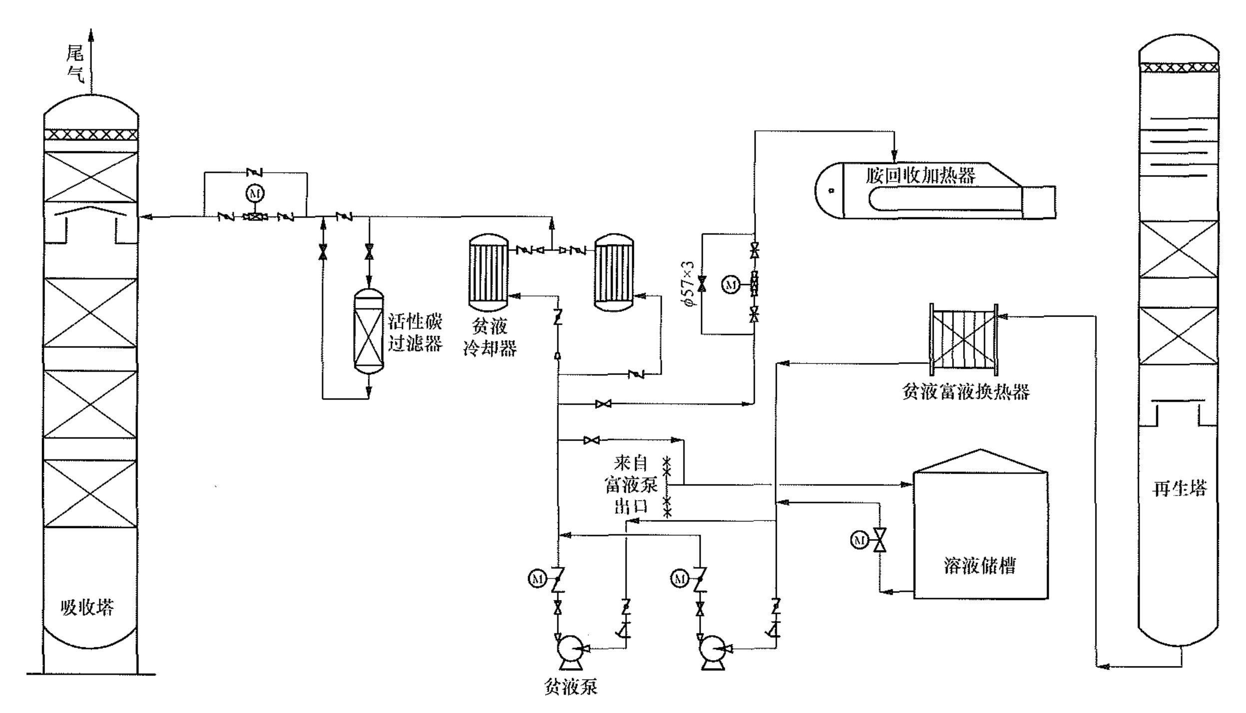


图 20-96　贫液系统流程图

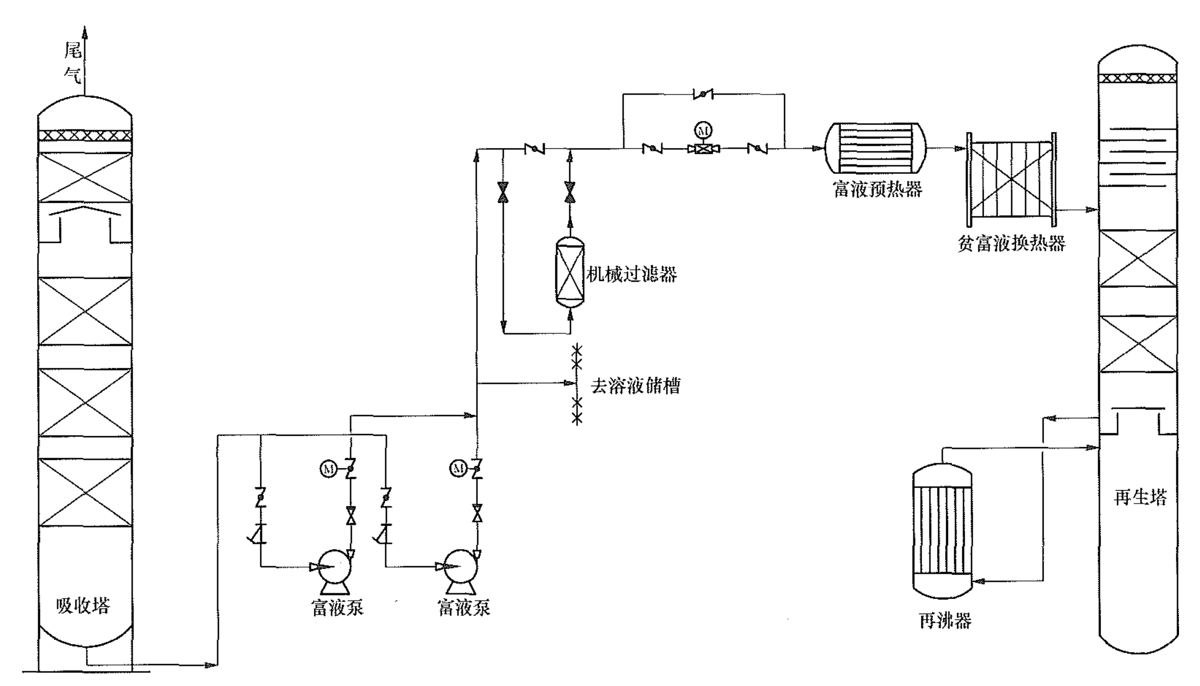


图 20-97 富液系统流程图

4. 化学吸收有关设计计算

（1）吸附过程物料平衡计算。

$$V\times(y_1-y_2)=L\times(x_1-x_2) \tag{20-18}$$

式中 L——液体流量，kg/h；

V——气体流量，kg/h；

x_1，x_2——液体进、出口处溶质含量；

y_1，y_2——气体进、出口处溶质含量。

（2）吸附过程最小液气比。

当降低液气比，使塔底液相浓度与入塔气相浓度平衡，吸收推动力为零，此时液气比最小，其计算式为

$$(L/V)_{min}=(y_1-y_2)/(x_1-x_2) \tag{20-19}$$

实际吸收操作的液气比一般取最小液气比的1.1～2倍。

（四）脱碳捕集装置布置

脱碳区分为两大区域，即 CO_2 捕集设备区域和 CO_2 精制设备区域，配电装置及控制室布置在两大区域之间。脱碳区烟道自主体工程烟囱的两侧引出后接入脱碳区。

主体设备均采用平铺的原则，泵类统一布置在脱碳综合泵房内。泵房 0m 设有冷却水升压泵，贫、富液泵，尾气洗涤泵。地下槽等小型储槽也布置在该泵房内，方便人员操作。泵房二层（5m）设有贫液冷却器、洗涤液冷却器、过滤器、洗涤液储槽等设备。吸收塔、再生塔、再生气冷却器、再生气分离器、废水收集池、脱碳引风机等设备布置在泵房外。捕集系统靠泵房布置，电控楼布置在精处理和捕集区之间。

脱碳生产的火灾危险性均为丙 1 类，建筑的耐火等级为二级，厂房之间间距不小于 10m；塔类、溶液储罐等构筑物满足最小间距（0.4 倍的最大储罐直径 D，2m）即可。通过合理布置，CO_2 捕集区布置在约 30m × 45m 区域内，捕集区设备以平铺为主，考虑到工艺要求，将部分换热器等布置在泵房的二层上。

脱碳捕集区平面布置图如图 20-98 所示，脱碳捕集区泵房 6.0m 平面布置图如图 20-99 所以，脱碳捕集区立面布置图如图 20-100 所示。

三、富氧燃烧技术

通常把含氧量大于 21%的空气叫富氧气体。富氧燃烧技术是以富氧气体作为助燃气体的一种燃烧技术，这种燃烧方式可以使烟气中 CO_2 的浓度达到 95%，无须进行分离就可直接液化回收，从而达到了降低回收 CO_2 成本的目的。此外，富氧燃烧技术还可以有效减少 NO_x 和 SO_2 等污染物的排放，是一项具有发展前途的清洁煤发电技术。

富氧燃烧技术原理图如图 20-101 所示，锅炉尾部排烟的一部分烟气循环至炉前，与空气分离装置制取的氧气按一定比例混合后进入炉膛，在炉内进行与常规空气燃烧方式类似的燃烧过程。

与常规空气燃烧系统相比，富氧燃烧技术增加了空气分离制氧装置、烟气再循环系统和排烟处理系统。空气分离制取的氧气与再循环烟气及携带的煤粉被送入炉膛组织燃烧，燃烧产物依次经过锅炉的各个受热面完成换热。燃用低硫煤时不设脱硫装置。省煤器出口的烟气经过高温烟气除尘器除去大部分粉尘后分为

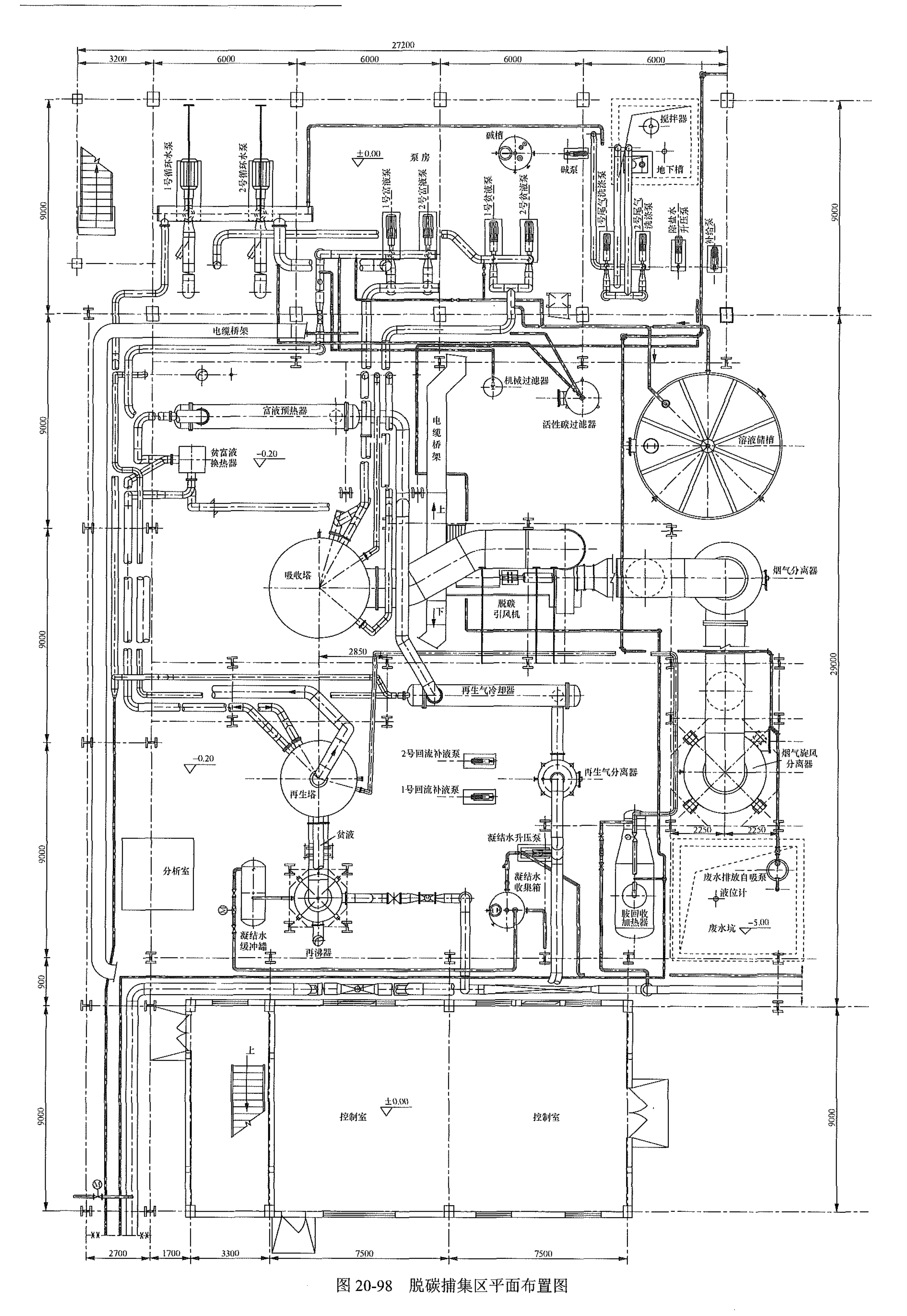


图 20-98 脱碳捕集区平面布置图

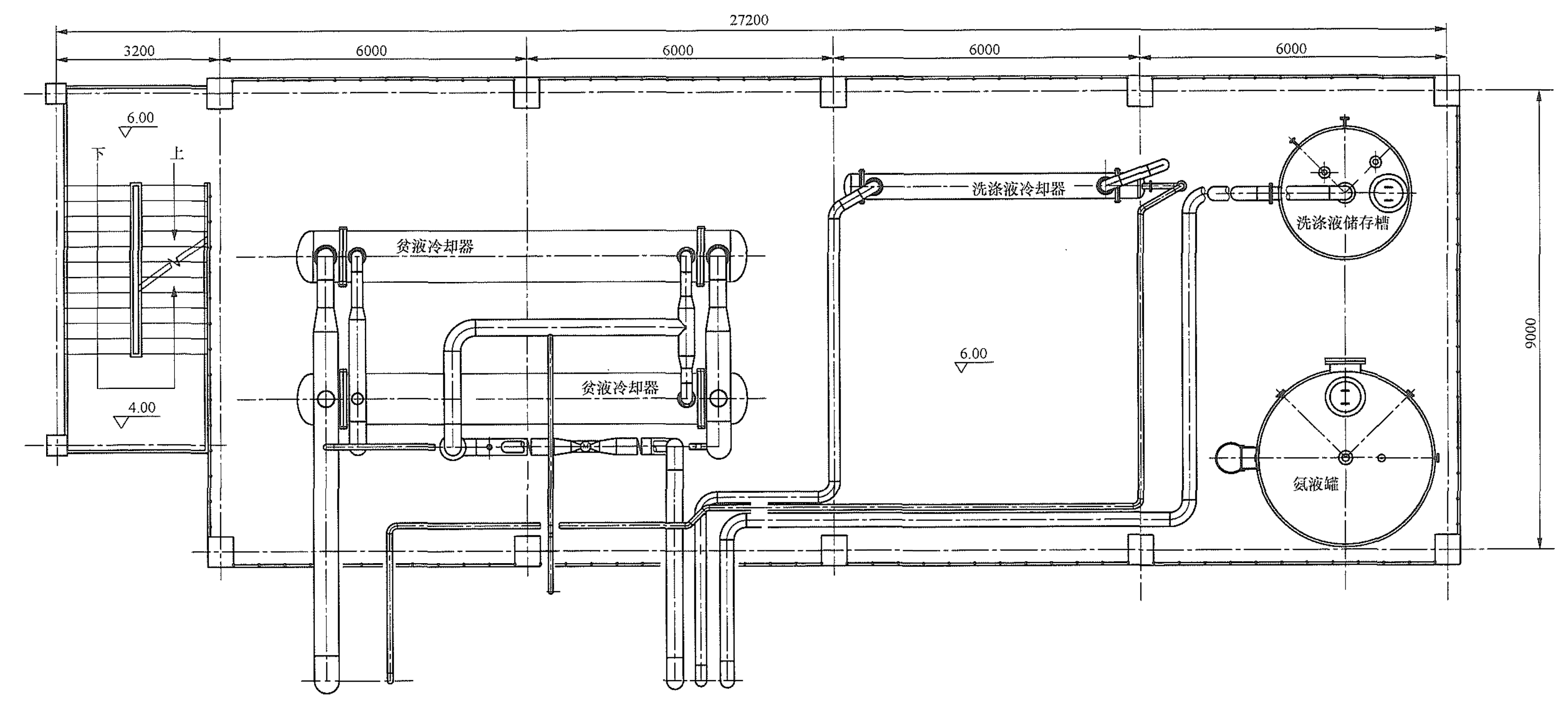


图 20-99　脱碳捕集区泵房 6.0m 平面布置图

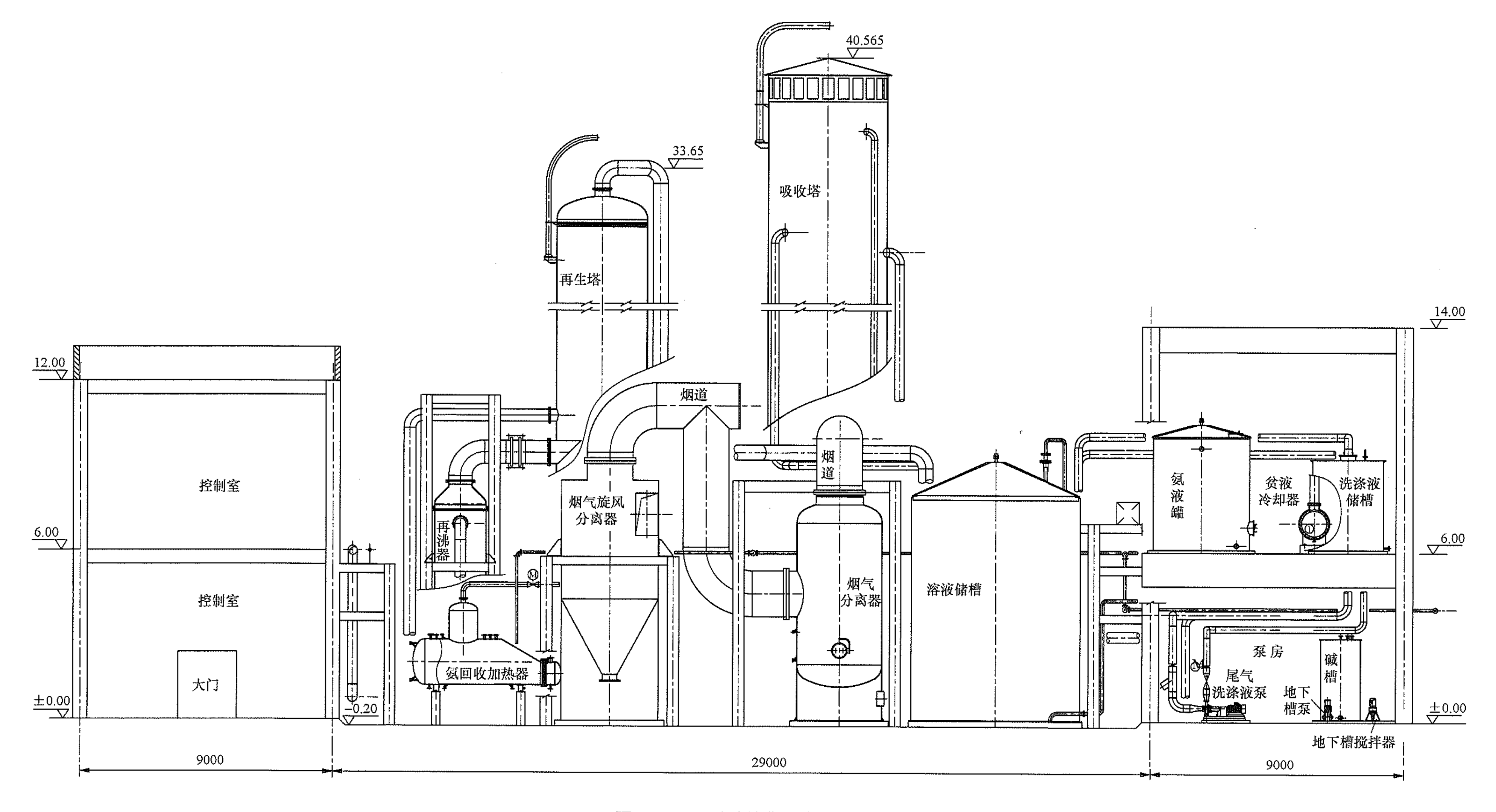


图 20-100　脱碳捕集区立面布置图

两部分：一部分直接用作调节炉内火焰温度的再循环烟气，不脱除水分直接送入炉膛；另一部分经过凝汽器冷却并脱除大部分水分，经气气换热器加热升温后作为制粉系统的干燥介质。再循环烟气外的烟气经压缩冷却后送入烟气回收处理系统。

四、二氧化碳封存和利用

捕集后液化的 CO_2 如何处理是一个有待深入研究的重大课题，主要分为被动封存和积极利用两方面。

（一）二氧化碳封存

捕集后液化的 CO_2 地质封存已有许多年的研究，综合起来有矿化封存和物理封存两种思路。

1. CO_2 的矿化封存

地层中存在大量的橄榄石矿和蛇纹石矿，它们具有一定的化学活性，可以与 CO_2 发生反应使 CO_2 重新被矿化。

这两种矿石的化学反应为

$$Mg_2SiO_4 + 2CO_2 + 2H_2O \longrightarrow 2MgCO_3 + Si(OH)_4$$

$$Mg_3[Si_2O_5](OH)_4 + 3CO_2 + 2H_2O \longrightarrow 3MgCO_3 + 2Si(OH)_4$$

该研究尚处于探索阶段，这一过程的大量热力学、动力学、工艺学、工程学的问题有待研究。

2. CO_2 的物理封存

CO_2 物理封存是将 CO_2 以超临界状态（CO_2 的临界点为 7.37MPa、30.98℃）注入并储存于地质结构层中，如地下岩洞或深海的海底等。但是，一旦在地球的自然环境中大量、长期储存 CO_2，其对环境和地球生态的长远影响还难下定论，也是目前科学家们在深入探索的课题。美国、欧盟、日本、澳大利亚、加拿大等都制订了相应的研究规划，开展 CO_2 封存技术的理论、试验、示范及应用研究，见表 20-24。

CO_2 物理封存的优点是可以在未来的某一天重新把 CO_2 开采利用，但也存在一个长期封存的安全性问题。安全物理封存是要寻找一块地下 1000m 以下的岩体，使在这里的压力可长期保持 CO_2 成为超临界流体，岩体要有足够多的孔隙、裂缝容纳 CO_2 而不泄漏。

3. 物理封存的主要方式

CO_2 物理封存主要方式如图 20-102 所示。

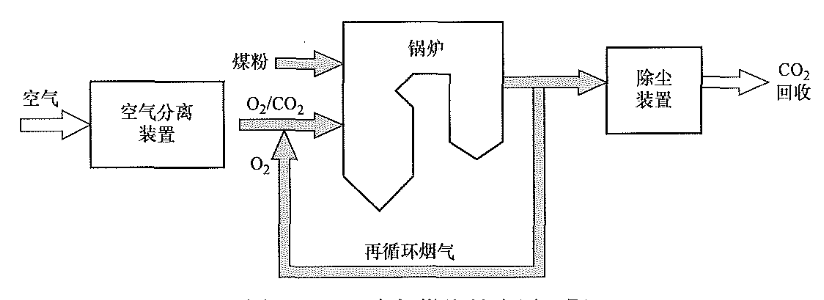


图 20-101 富氧燃烧技术原理图

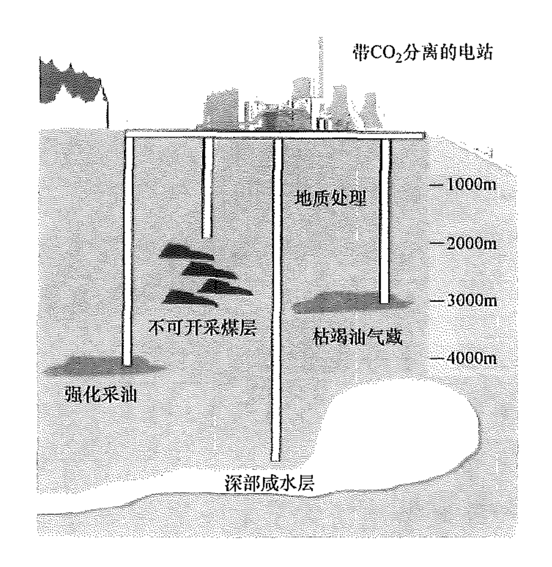


图 20-102 CO_2 物理封存主要方式

（1）开采中的油气田。

（2）废弃的深层煤层。

（3）废弃油田和气田。

（4）含盐蓄水层。

表 20-24 CO_2 封存现状

国家	项目	项目现状	CO_2 捕集和处置情况
美国	a 项目	250MW，1996 年投运，2014 年 4 月进行了第一次碳捕集测试	约 30%的净合成气用于 CO_2 捕集试验，CO_2 地下盐水层埋存
挪威	b 项目	70 万 t/年	注入海底以下 2800m 的地层
阿尔及利亚	c 项目	120 万 t/年	枯竭天然气田
中国	d 项目	10 万 t/年，2013 年投运	形成完整的深部盐水层封存 CO_2 工程实施

（二）二氧化碳的利用

捕集到的高浓度 CO_2 可以进行直接利用。目前为止，最有可能大规模的 CO_2 直接利用为油田注入，提高油采收率，同时进行 CO_2 地质埋存。油田注入 CO_2 项目现状见表 20-25。

表 20-25　油田注入 CO_2 项目现状

国家	项目	项目现状	CO_2 捕集和处置情况
荷兰	e 项目	1200MW，预计2020年投运	北海油气田封存
美国	f 项目	405MW，2015年建设，预计2019年投运	90%二氧化碳捕集（300万t/年）用于油田注入
美国	g 项目	总出力400MW，净出力245MW，计划2019年建设启动	90%二氧化碳捕集（200万～300万t/年）用于油田注入
美国	h 项目	IGCC电站2015年5月建成点火，二氧化碳捕集尚在建设中	65%二氧化碳捕集（350万t/年）用于油田注入
挪威	i 项目	2700t/d	自1996年以来已经累积利用了2000万t CO_2
加拿大	j 项目	煤气化工产生的 CO_2	用于油田注入
加拿大	k 项目	煤气化工产生的 CO_2	用于油田注入
中国	l 项目	4万t/年 CO_2	捕集电厂烟气中 CO_2 用于油田注入
中国	m 项目	CO_2 年产量达到50万t	循环注气用于油田注入
中国	n 项目	7万t/年 CO_2	循环注气用于油田注入

CO_2 作为化学品合成的主要途径有：

（1）用于制造无机化学品，如尿素、二氧化硅、一氧化碳。

（2）用于制造有机化学品，包括碳酸乙烯酯，用于纺织、印染、锂电池等；碳酸二甲酯，用于代替光气、酸二甲酯、氯甲烷等致癌物进行甲基化、甲酯化，以及酯交换反应，制备医药、农药、染料、润滑油添加剂，电子化学品等；水杨酸，用于阿司匹林等药剂中间体，防腐剂、染料等；双氰酸，用于酒石酸、柠檬酸、固色剂、促进剂、黏合剂等。

另外，CO_2 还可用于生产碳酸饮料，用作超临界萃取剂、溶剂、发泡剂、制冷剂、膨化剂、焊接保护气体、消防灭火剂、储存保鲜剂，也可用于温室栽培含油脂的藻类养殖等方面。

第五节　烟气协同治理系统设计

烟气多污染物协同控制技术是指在同一治理设施内实现两种及以上烟气污染物的同时脱除，或为下一流程治理设施脱除烟气污染物创造有利条件，以及某种烟气污染物在多个治理设施作用下被高效联合脱除。烟气多污染物协同控制技术强调设备间的协同效应，充分提高设备对多种污染物的直接和间接脱除能力，在满足烟气污染物排放浓度的同时，实现经济、优化及稳定运行。

一、系统说明

各烟气污染物脱除设备在进行目标污染物脱除的同时，具有协助脱除其他烟气污染物的能力，例如：除尘器在除尘的同时也可以脱除部分 SO_3 和汞，湿法烟气脱硫装置在脱除硫氧化物的同时亦能够除尘，脱硝催化剂虽然不能直接脱除汞，但其对元素态汞的氧化有催化促进作用，相应提高了汞在后续烟气治理单元的脱除效率。

（一）煤粉锅炉烟气多污染物协同治理技术

1. 以低低温电除尘器为核心的工艺流程

以低低温电除尘器为核心的烟气多污染物协同治理技术工艺流程为“烟气脱硝装置（SCR工艺，其中高效汞氧化催化剂可选择安装）+空气预热器+烟气冷却器+低低温电除尘器+湿法烟气脱硫装置+湿式电除尘器（可选择安装）+烟气再热器（可选择安装）+烟囱”，如图20-103所示。

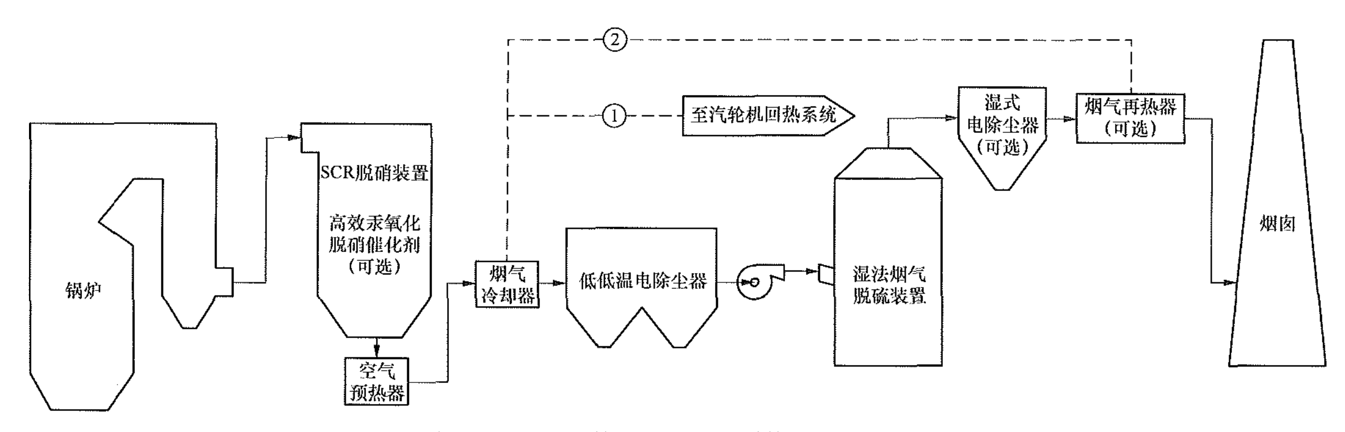


图 20-103　烟气协同治理典型系统流程图（一）

说明：（1）当不设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图20-103中的①所示回收至汽轮机回热系统。

（2）当设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图20-103中的②所示至烟气再热器。

2. 以湿式电除尘器为核心的工艺流程

以湿式电除尘器为核心的烟气多污染物协同治理技术工艺流程为“烟气脱硝装置（SCR 工艺，其中高效汞氧化催化剂可选择安装）+空气预热器+电除尘器+烟气冷却器（可选择安装）+湿法烟气脱硫装置+湿式电除尘器+烟气再热器（可选择安装）+烟囱”，如图 20-104 所示。

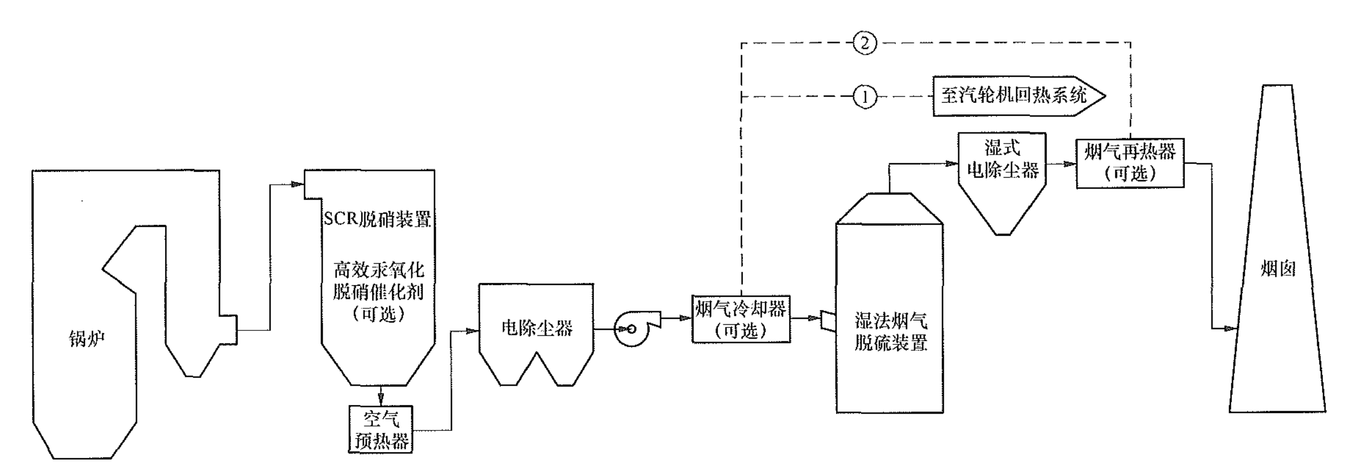


图 20-104　烟气协同治理典型系统流程图（二）

说明：（1）当不设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图 20-104 中的①所示回收至汽轮机回热系统。

（2）当设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图 20-104 中的②所示至烟气再热器。

3. 以电袋复合或袋式除尘器为核心的工艺流程

以电袋复合或袋式除尘器为核心的烟气多污染物协同治理技术工艺流程为“烟气脱硝装置（SCR 工艺，其中高效汞氧化催化剂可选择安装）+空气预热器+电袋复合除尘器或袋式除尘器+烟气冷却器（可选择安装）+湿法烟气脱硫装置+湿式电除尘器（可选择安装）+烟气再热器（可选择安装）+烟囱”，如图 20-105 所示。

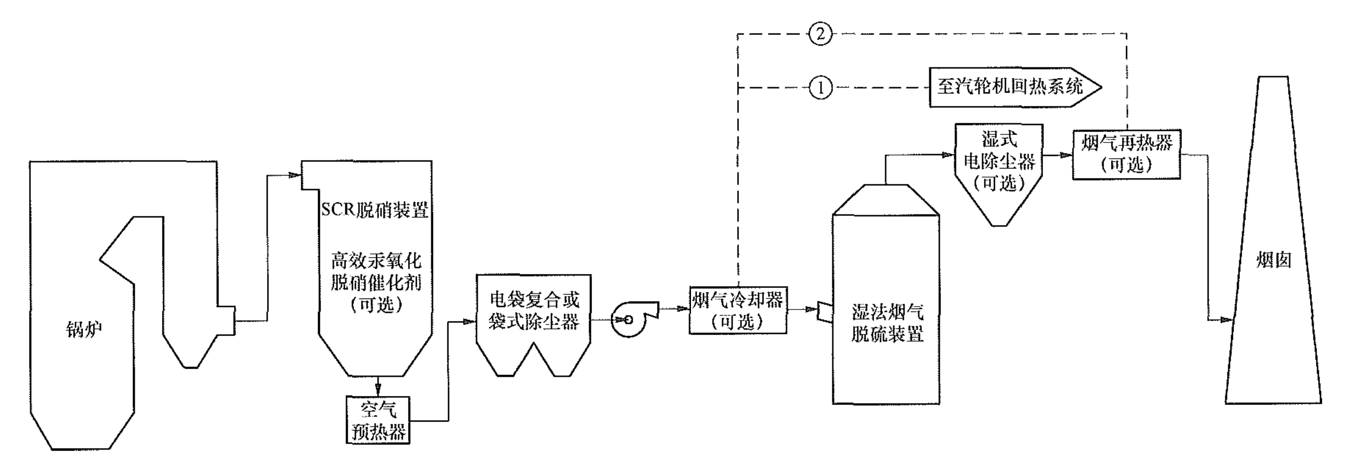


图 20-105　烟气协同治理典型系统流程图（三）

说明：（1）当不设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图 20-105 中的①所示回收至汽轮机回热系统。

（2）当设置烟气再热器时，烟气冷却器处的换热量按图 20-105 中的②所示至烟气再热器。

4. 烟气协同治理原理

以煤粉锅炉采用低低温电除尘器为例，各污染物协同治理技术的原理图如图 20-106 所示。

5. 烟气协同脱汞技术

协同脱汞技术是指燃煤电厂现有的脱硝装置、除尘器和脱硫装置等烟气处理设施对烟气中的汞具有一定的去除作用，实现烟气中汞的达标排放技术。国内的测试表明，大部分燃用烟煤的电厂利用现有的 SCR 脱硝装置、除尘器和脱硫装置等烟气处理设施对汞的脱除率可达到 70%及以上并实现汞的达标排放。

炉膛出口的烟气中的汞主要以气态元素汞（Hg^0）、固态颗粒汞（Hg_p）、气态氧化汞（Hg^{2+}）三种形态存在，且以气态元素汞（Hg^0）为主。颗粒汞（Hg_p）绝大部分可被除尘器、湿法烟气脱硫等烟气治理设备捕集去除；气态二价氧化汞（Hg^{2+}）可溶于水、易被颗粒物所吸附、易于捕集和控制；气态元素汞（Hg^0）不

溶于水且极易挥发、难于控制、传输距离远、对环境影响大，但 Hg^0 可被催化氧化为 Hg^{2+}，如果排入大气，Hg^{2+} 和 Hg_p 在大气中停留时间只有几天，Hg^0 则可停留 1 年以上。

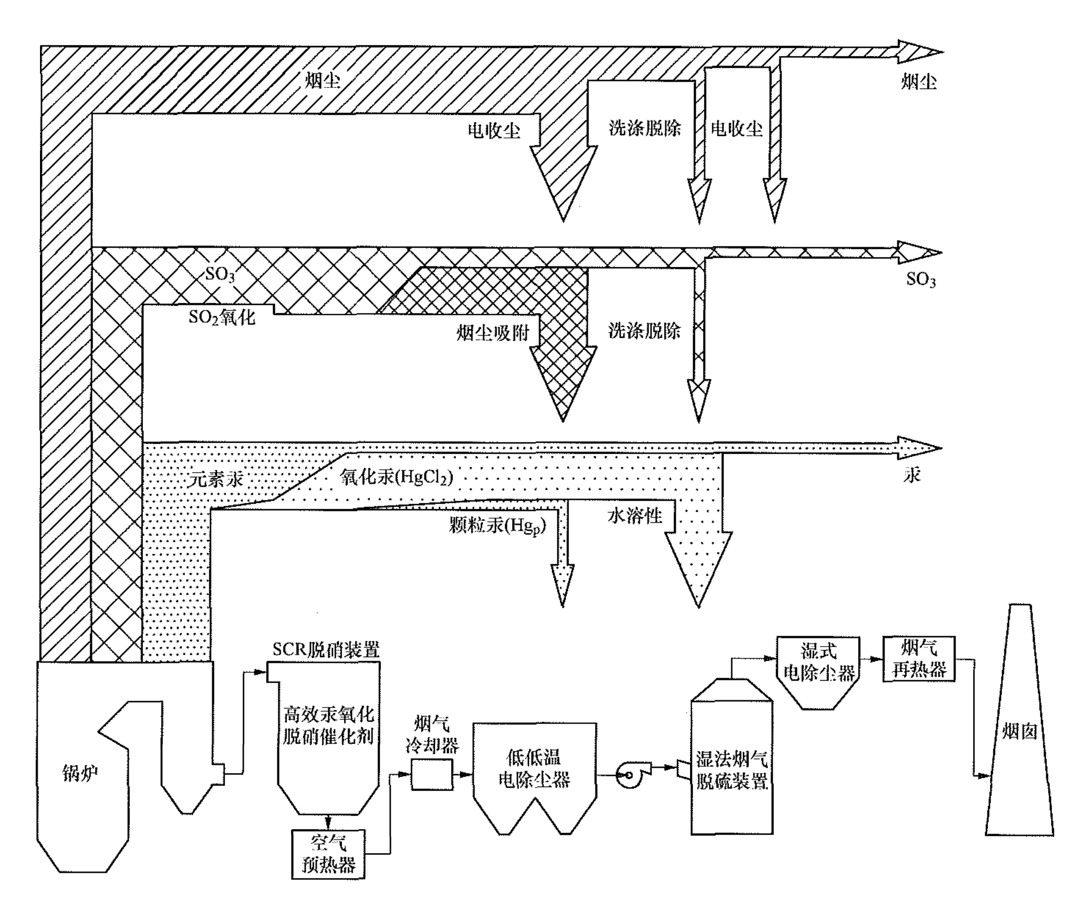


图 20-106 烟气多污染物协同治理技术原理图

煤种及其成分、燃烧方式及燃烧器类型、锅炉运行状态（如锅炉负荷、燃烧温度、过量空气系数等）、烟气污染物控制设备的配置、烟气冷却速率和停留时间等均影响燃煤电厂烟气中汞的形态分布。煤灰及 SCR 脱硝催化剂中的一些碱金属氧化物对汞的氧化过程有催化反应的作用。

结合国内外燃煤电厂对脱汞技术的研究，对火力发电厂煤粉锅炉的脱汞技术提出如下建议（可采用以下一种或多种技术联合使用）：

（1）采用高效汞氧化催化剂，提高气态元素汞的氧化率，最终实现氧化汞在后续烟气治理设备中的脱除。

（2）可通过在给煤系统或炉膛内添加氧化剂（主要是 $CaBr_2$）的工艺来提高协同脱汞的效率。

（3）对于仍达不到环保要求的火电机组，可采用烟道活性炭喷射技术（ACI）。

（二）循环流化床锅炉烟气多污染物协同治理技术

1. 循环流化床锅炉污染物控制与煤粉炉的区别

（1）循环流化床锅炉以优化炉内燃烧（确保氮氧化物生成浓度小于 200mg/m³）和加装 SNCR 脱硝装置为主，实现氮氧化物达标排放甚至超低排放。若仍不能满足达标排放要求，可在炉后增加一层 SCR 催化剂装置。

（2）循环流化床锅炉脱硫系统一般采用炉内脱硫＋炉后循环流化床半干法脱硫工艺或采用炉内脱硫＋炉后石灰石-石膏湿法脱硫工艺。

因此对于循环流化床锅炉，SCR 脱硝装置一般可不采用，直接在循环流化床锅炉旋风分离器烟道处喷射脱硝还原剂，如若必要，SCR 也仅采用一层催化剂。

2. 多污染物协同控制技术

循环流化床锅炉由于采用炉内脱硫，因此多污染物控制技术主要以燃烧煤种硫分以及采用的脱硫工艺展开。

（1）当循环流化床锅炉燃烧煤种含硫量较低时，由于烟气循环流化床半干法脱硫可充分利用炉内煅烧出来而未得到利用的过量 CaO，系统简单、下游设备无须防腐、投资和运行费用低等特点，宜优先采用炉内＋炉后循环流化床半干法脱硫工艺，可采用炉内一级脱硫＋SNCR＋循环流化床半干法脱硫工艺＋布袋除尘器这一技术路线（见图 20-107）。

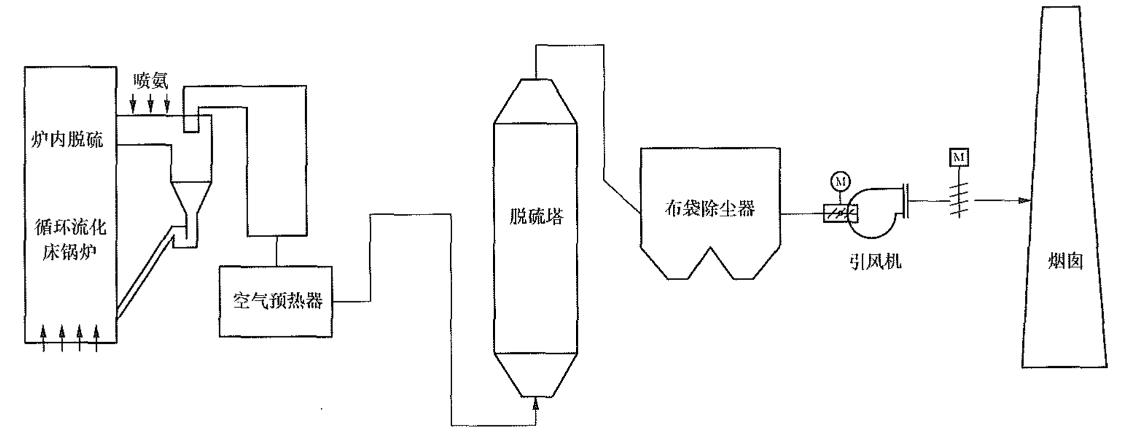


图 20-107 循环流化床锅炉烟气多污染物协同治理流程图

（2）当循环流化床锅炉燃用高硫分煤种时，在采用炉内＋炉后循环流化床半干法脱硫工艺不能满足 SO_2 排放标准时，或粉煤灰有较高综利用要求时，炉后需采用脱硫效率更高的石灰石—石膏湿法脱硫工艺。可采用炉内一级脱硫＋SNCR＋除尘器（电除尘、布袋除尘器或电袋复合除尘器）＋石灰石–石膏湿法脱硫工艺这一技术路线。

当炉后采用石灰石–石膏湿法烟气脱硫工艺时，除尘器设在脱硫系统前，与脱硫系统相对独立，采用电除尘器、布袋除尘器或是电袋复合除尘器均可行，宜优先选用电除尘器。空预器出口后的烟气处理工艺与煤粉炉锅炉的工艺（见图 20-104～图 20-106）基本相同。

3. 烟气协同脱汞技术

循环流化床锅炉可以在如下几个装置中协同脱汞。

（1）循环流化床锅炉燃烧脱汞。循环流化床锅炉炉内停留时间长，燃烧温度低，有利于气态汞的沉降和氧化汞的生成。

（2）烟气中的颗粒汞可在除尘器中同时得到脱除。

（3）气态二价氧化汞在湿法脱硫中被吸收；循环流化床半干法烟气脱硫工艺借助于反应塔底部循环流化床中高密度、大比表面积、激烈湍动的钙基吸收剂颗粒床层，实现对气态单质汞（Hg^0）及气态离子汞（Hg^{2+}）的高效吸附，形成附着在 $Ca(OH)_2$ 和飞灰。

（三）主要特点

1. 煤粉锅炉烟气多污染物协同治理特点

在整个烟气流程中，各污染物被协同治理。烟气多污染物协同控制技术的各个流程处理的污染物协同脱除要素见表 20-26。

表 20-26　各个流程处理的污染物协同脱除要素表

序号	设备名称	污染物				
		烟尘	NO_x	SO_2	汞	SO_3
1	SCR 脱硝装置	—	结合炉内低氮燃烧技术对 NO_x 进行脱除	少量 SO_2 被催化氧化为 SO_3	低卤素、高汞煤可采用高效汞氧化催化剂，将零价元素汞 Hg^0 氧化为二价汞 Hg^{2+}	高效汞氧化催化剂同时具有降低 SO_2 向 SO_3 的转化率的特点
2	烟气冷却器	降低烟气温度，烟尘的比电阻降低，除尘器的击穿电压上升，烟尘的粒径增大，有利于在除尘器和脱硫塔中被脱除	—	—	在较低烟气温度下会增加颗粒汞被烟尘捕获的机会	大部分 SO_3 凝结后被烟尘吸附
3	低低温电除尘器	由于烟尘的比电阻降低，烟尘粒径增大，除尘效率提高	—	—	颗粒态汞 Hg_P、二价汞 Hg^{2+} 被灰颗粒吸附并去除	80%以上的 SO_3 在高烟尘浓度区被吸附在烟尘表面，而被除尘器去除
4	湿法烟气脱硫装置	（1）降低吸收塔出口液滴携带量，提高湿法烟气脱硫装置的除尘效率。（2）优化的流场、除雾器和喷淋层设计可达到较高的除尘效率	可对 NO_2 进行少量脱除	对 SO_2 进行脱除	（1）颗粒态汞 Hg_P 和二价汞 Hg^{2+} 在湿法烟气脱硫装置中被吸收。（2）部分 Hg^{2+} 被 SO_2 还原为零价汞 Hg^0	湿法烟气脱硫装置可进一步对 SO_3 进行脱除，但脱除效率不高（一般不大于 30%）

续表

序号	设备名称	污染物				
		烟尘	NO_x	SO_2	汞	SO_3
5	湿式电除尘器	可对烟尘及$PM_{2.5}$进行脱除，脱除效率可到70%~90%	对NO_2有少量脱除作用	对SO_2有少量脱除作用	可对二价汞Hg^{2+}进行脱除	对SO_3进行脱除（脱除效率可达60%）

2. 循环流化床锅炉烟气多污染物协同治理特点

循环流化床锅炉一般选择炉内脱硝和炉内部分脱硫，与煤粉炉多污染物协同治理相比，其特点如下：

（1）一般不采用SCR脱硝装置，零价元素汞Hg^0不会在SCR催化剂中被氧化，但循环流化床低流速有利于元素汞Hg^0的氧化，SO_3的转化率降低，对除尘器性能产生不利影响。

（2）炉内喷石灰石脱硫，石灰石在炉膛内煅烧会产生CaO，SO_3含量降低，粉尘比电阻提高，对其后静电除尘器性能产生不利影响。

（3）炉后脱硫可采用与煤粉锅炉相同的模式，炉后脱硫的效率需与炉内脱硫效率相匹配。当采用循环流化床半干法烟气脱硫工艺时，考虑炉内烟气中携带优质CaO可被炉外循环流化床半干法脱硫工艺继续利用，而减少吸收剂的耗量，故在脱硫前不宜设置预除尘器。

二、主要设计原则

（一）总体要求

（1）当环评要求干烟囱排烟时，应在湿法烟气脱硫装置的出口设置烟气再热器。

（2）空气预热器出口烟气的灰硫比大于100时（灰硫比的定义见本手册第二十九章第一节），可选用低低温电除尘器；灰硫比过大或飞灰中碱性氧化物（主要为Na_2O）含量较高时，烟尘性质改善幅度减小，对低低温电除尘器提效幅度有一定影响，建议在技术经济比较后进行评估选用。

（3）当烟尘浓度过高或烟尘特性特殊的情况下，且采用电除尘器及低低温电除尘器难以满足排放要求时，可采用电袋复合或袋式除尘器。

（4）当需要进一步提高烟气处理系统的脱汞效率，满足汞的环保排放要求时，可在SCR脱硝装置中采用汞氧化催化剂或其他措施，以提高烟气中元素汞的氧化率。

（5）应优先考虑提升空气预热器出口的除尘器及湿法烟气脱硫装置的除尘性能，当改造条件受限或烟尘排放浓度要求很严格时，可增设湿式电除尘器。

（二）烟囱出口烟尘排放浓度值小于5mg/m³且大于3mg/m³的技术方案

1. 技术路线

当烟囱出口粉尘排放浓度小于5mg/m³且煤种合适时，系统中可不必安装湿式电除尘器，除尘器可选择低低温电除尘器方案和电袋复合或袋式除尘器方案（见图20-108和图20-109）。

2. 设计原则

（1）烟囱出口烟尘浓度应小于5mg/m³且大于3mg/m³。

（2）新建机组宜在不设置湿式电除尘器的情况下烟囱出口烟尘排放浓度达到上述要求。

（3）对于改造机组，应优先考虑提升空气预热器出口的电除尘器及湿法烟气脱硫装置的除尘性能；当改造条件受限且费用较高时，可增设湿式电除尘器。

（4）低低温电除尘器出口烟尘浓度限值宜按20mg/m³进行控制，石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置的除尘效率应保证不低于75%（含所有固形物在内）。

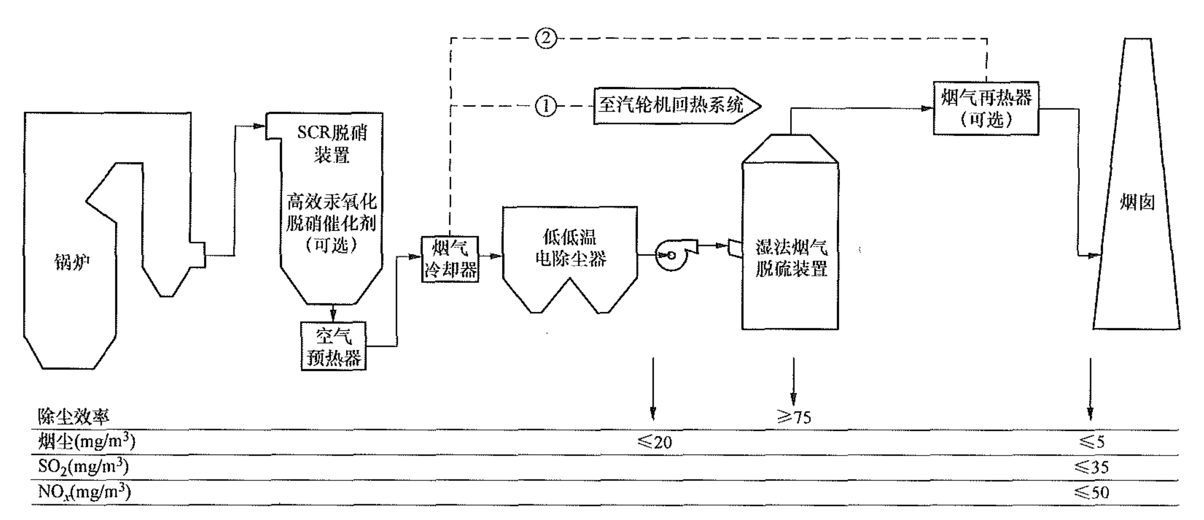


图20-108 烟囱出口烟尘浓度值小于5mg/m³技术方案（低低温电除尘器）

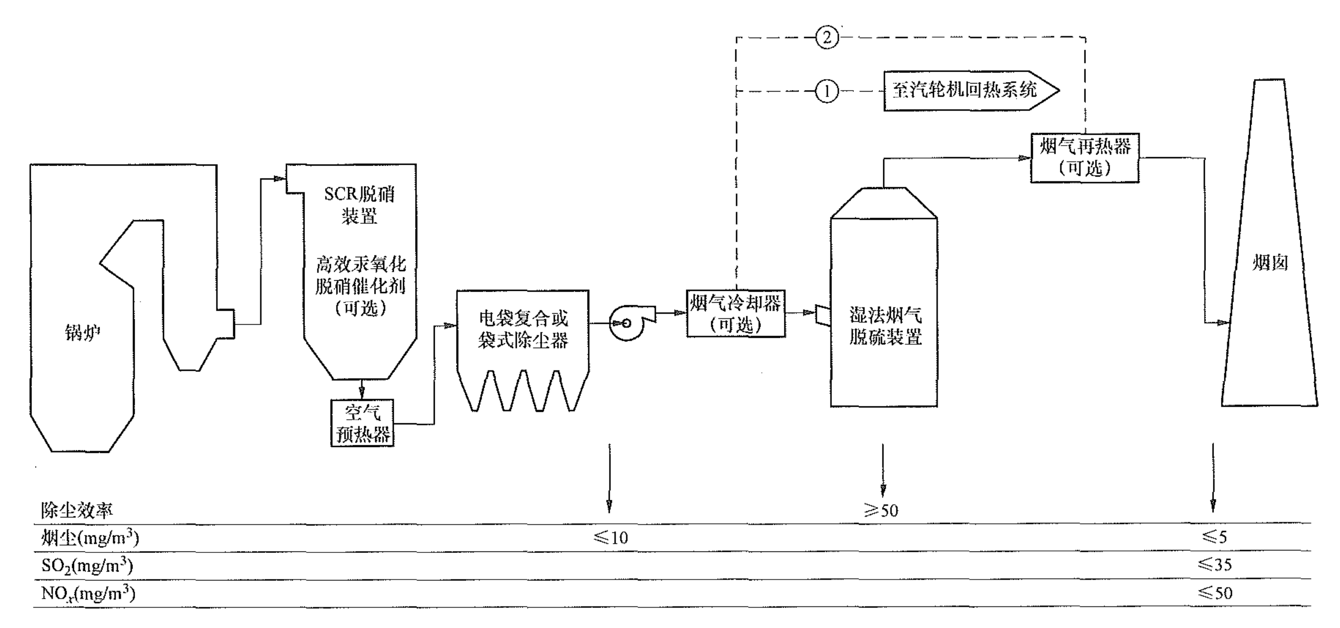


图 20-109 烟囱出口烟尘浓度值小于 5mg/m³ 技术方案（电袋复合或袋式除尘器）

（5）对于某些灰分较高，煤质变化较大的机组，一级除尘器和脱硫系统综合除尘效果受到限制时，当烟尘浓度限值小于 5mg/m³，可考虑增设湿式电除尘器。

（6）电袋复合或袋式除尘器出口烟尘浓度宜按 10mg/m³ 进行控制，石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置的除尘效率应保证不低于 50%（含所有固形物在内）。

（7）低低温电除尘器入口烟气温度宜低于烟气酸露点温度，一般为 90℃±5℃。

（8）采用低低温电除尘器时，SO_3 在低低温电除尘器中的脱除率应大于 80%。

（9）当未装设高效汞氧化催化剂时，燃用烟煤时整套烟气处理系统对汞的脱除率一般不低于 70%。对于特殊煤质（如汞含量高且卤素含量低的煤质）不能满足汞排放要求时，可装设高效汞氧化催化剂，其设置层数应根据煤质情况和汞的环保排放要求确定。

（10）脱硫塔后设置烟气再热器时，烟气再热器与烟气冷却器宜以水作为传热介质，烟气再热器出口烟气温度不应低于 80℃，并满足当地环保要求。

（11）循环流化床锅炉炉后脱硫采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置时，按此系统和原则选择除尘装置。

（三）烟囱出口烟尘排放浓度值小于 3mg/m³ 的技术方案

1. 方案系统

当烟囱出口粉尘排放浓度小于 3mg/m³ 时，系统中一般选择安装湿式电除尘器，一级除尘器可根据煤种灰分、比电阻等综合考虑，可选择低低温电除尘器＋湿式电除尘器方案（见图 20-110）和电袋复合或袋式除尘器＋湿式电除尘器方案（见图 20-111）。

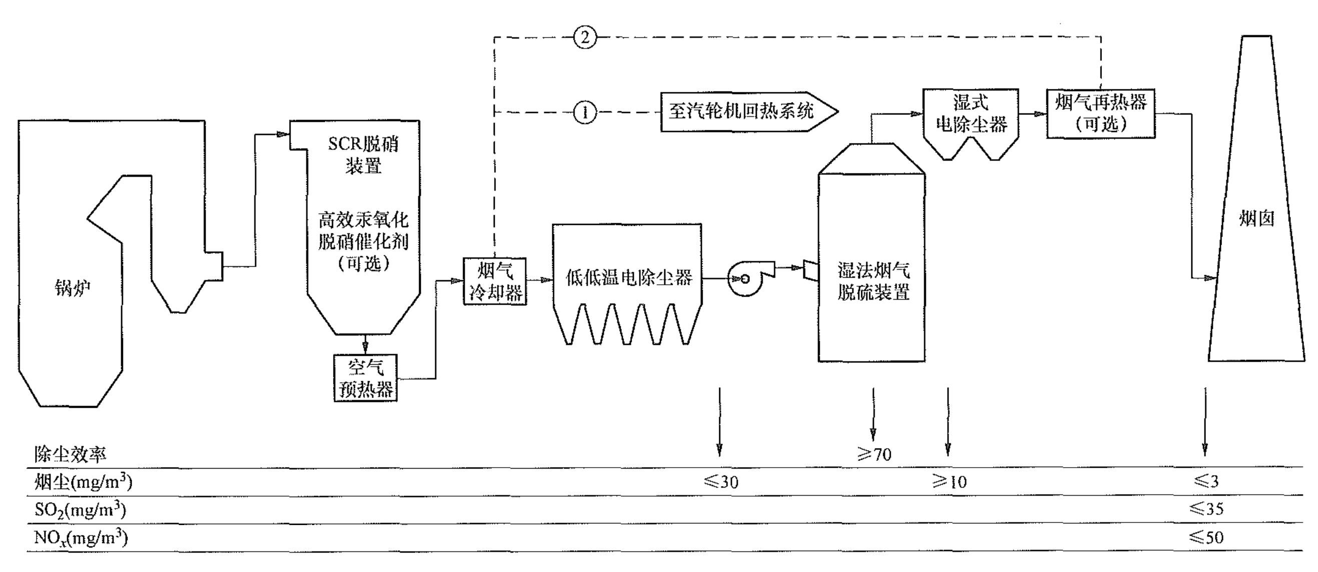


图 20-110 烟囱出口烟尘浓度值小于 3mg/m³ 技术方案（低低温电除尘器＋湿式电除尘器）

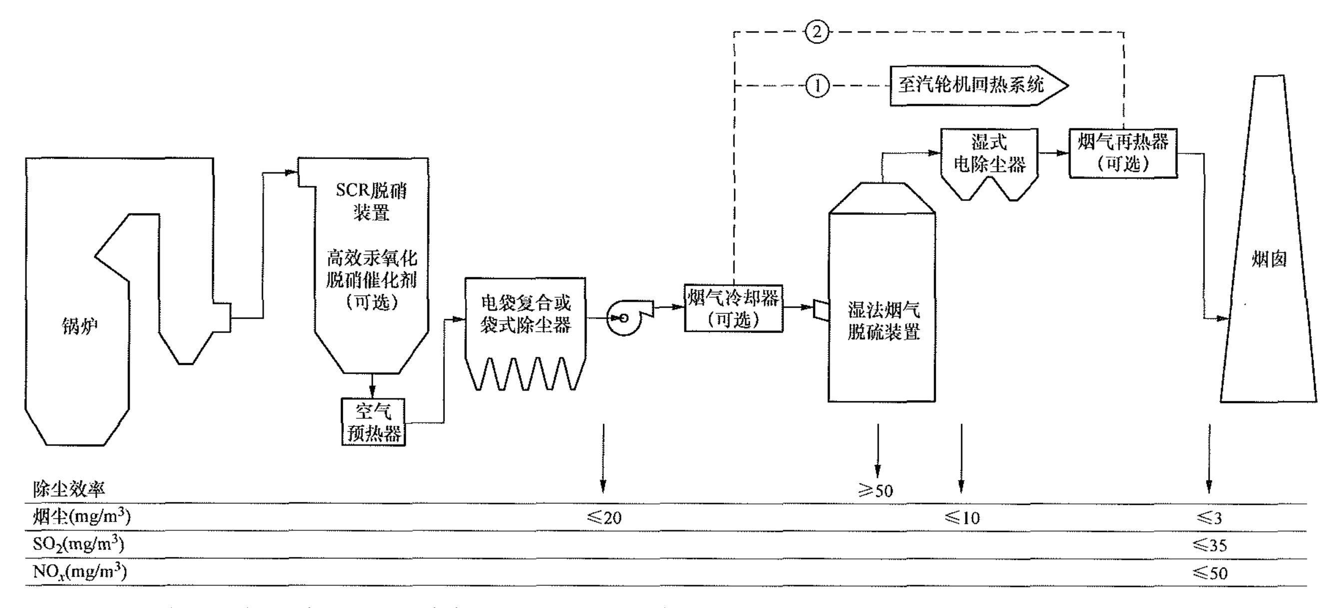


图 20-111 烟囱出口烟尘浓度值小于 3mg/m³ 技术方案（电袋复合或袋式除尘器或湿式电除尘器）

2. 设计原则

（1）烟囱出口烟尘浓度应小于 3mg/m³。

（2）一般在设置湿式电除尘器的情况下达到烟囱出口烟尘排放浓度小于 3mg/m³ 的要求。

（3）设置了湿式电除尘器，低低温电除尘器出口烟尘浓度限值宜按 30mg/m³ 进行控制，石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置的综合除尘效率应保证不低于 70%（含所有固形物在内）。

（4）设置了湿式电除尘器，电袋复合或袋式除尘器出口烟尘浓度限值宜按 20mg/m³ 进行控制，石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置的综合除尘效率应保证不低于 50%（含所有固形物在内）。

（5）其他要求与烟囱出口烟尘排放浓度值小于 5mg/m³ 技术方案相同。

（6）循环流化床锅炉炉后脱硫采用石灰石-石膏湿法烟气脱硫装置时，按此系统和原则选择除尘装置。

三、设计计算

（一）烟气污染物综合脱除效率的计算

以烟尘在烟气治理系统中的脱除为例，其综合脱除效率可按式（20-20）计算。

$$\eta=\eta_1+(100-\eta_1)\times\frac{\eta_2}{100}+\left(100-\eta_1-\eta_2+\frac{\eta_1\times\eta_2}{100}\right)\times\frac{\eta_3}{100} \tag{20-20}$$

式中 η ——综合除尘效率，%；

η_1 ——干式除尘器的除尘效率，%；

η_2 ——湿法烟气脱硫的除尘效率，%；

η_3 ——湿式电除尘器的除尘效率，%。

（二）烟气中烟尘浓度的计算

除尘器入口烟气的烟尘浓度可按照式（20-21）计算，公式中的烟气量以标准状态、干烟气的体积流量为计算基准，根据需要可以用不同的烟气量基准（如干/湿烟气、标准/实际状态等）计算烟尘浓度。

$$c_{\text{fh}}=\frac{1000\times\alpha_{\text{fh}}\times B_{\text{g}}\times\left(\frac{A_{\text{ar}}}{100}+\frac{Q_{\text{net,ar}}\times q_4}{33870\times100}\right)}{B_{\text{j}}\times[V_{\text{gy}}^0+(\alpha-1)\times V_{\text{k}}^0]} \tag{20-21}$$

式中 c_{fh} ——标准状态下烟尘浓度，g/m³；

α_{fh} ——除尘器入口飞灰系数，煤粉锅炉一般取值为 0.85～0.9，省煤器出口灰斗及脱硝入口灰斗连续排灰时取下限值、间断排灰或检修排灰时取上限值；

A_{ar} ——燃煤收到基灰分，%；

$Q_{\text{net,ar}}$ ——燃煤收到基低位热值，kJ/kg；

q_4 ——锅炉机械不完全燃烧损失，%；

B_{g} ——锅炉实际耗煤量，t/h；

B_{j} ——锅炉计算耗煤量，t/h；

V_{gy}^0 ——每公斤燃煤燃烧生成的理论干烟气量标准状态，m³/kg；

V_{k}^0 ——每公斤燃煤燃烧所需的理论干空气量标准状态，m³/kg；

α ——过量空气系数，计算实际烟气量时取用烟气中的实际的过量空气系数，用于烟气污染物环保基准下的排放浓度计算时取值 1.4。

（三）烟气中三氧化硫浓度的计算

工程中，烟气中 SO_2 及 SO_3 含量的计算可近似以收到基全硫 $S_{c,ar}$ 为基准进行计算。空气预热器出口的烟气中三氧化硫的浓度可按照式（20-22）计算，公式中的烟气量以标准状态、干烟气的体积流量为计算基准，根据需要可以用不同的烟气量基准计算三氧化硫浓度。

$$c_{SO_3}=\frac{10^6\times B_g\times\frac{80}{32}\times\frac{S_{t,ar}}{100}\times K_s\times K_{SO_3}}{B_j\times[V_{gy}^0+(\alpha-1)\times V_k^0]} \quad (20\text{-}22)$$

式中 c_{SO_3}——烟气中三氧化硫的浓度（标准状态），mg/m^3；

$S_{t,ar}$——燃煤中收到基全硫的含量，%；

K_s——SO_2释放系数；

K_{SO_3}——燃烧过程及 SCR 催化剂将 SO_2 转化为 SO_3 的总比例，%。

（四）烟气中汞的浓度计算

锅炉排烟中含有气态元素汞（Hg^0）、固态颗粒汞（Hg_P）、气态二价氧化汞（Hg^{2+}），炉膛出口的汞以气态元素汞为主，经过 SCR 脱硝装置后，部分元素汞被氧化为二价汞，在不特别说明的情况下氧化汞特指氯化汞（$HgCl_2$），元素汞的氧化反应公式如下。

$$2Hg+4HCl+O_2\rightarrow 2HgCl_2+2H_2O$$

炉膛出口烟气中总汞的浓度可按照式（20-23）估算（假定燃煤中的所有汞释放到烟气中），公式中的烟气量以标准状态、干烟气的体积流量为计算基准，根据需要可以用不同的烟气量基准计算汞的浓度。

$$c_{Hg}=\frac{1000\times B_g\times Hg_{ar}}{B_j\times[V_{gy}^0+(\alpha-1)\times V_k^0]} \quad (20\text{-}23)$$

式中 c_{Hg}——标准状态下烟气中汞的浓度，$\mu g/m^3$；

Hg_{ar}——煤中的汞含量，$\mu g/g$。

（五）汞氧化率的计算

汞在 SCR 脱硝装置中的氧化率，可按式（20-24）、式（20-25）进行计算。

$$\eta_{Hg1}=\frac{Hg_{in}^0-Hg_{out}^0}{Hg_{in}^0}\times 100\% \quad (20\text{-}24)$$

$$\eta_{Hg2}=\frac{Hg_{out}^{2+}+Hg_{out}^P}{Hg_{out}^0+Hg_{out}^{2+}+Hg_{out}^P}\times 100\% \quad (20\text{-}25)$$

式中 η_{Hg1}——通过元素汞的减少率来计算汞氧化率，%；

η_{Hg2}——通过脱硝反应器出口氧化态汞和颗粒态汞的比例计算汞的氧化率，%；

Hg_{in}^0——脱硝反应器入口气态元素汞的浓度（标准状态），$\mu g/m^3$；

Hg_{out}^0——脱硝反应器出口气态元素汞的浓度（标准状态），$\mu g/m^3$；

Hg_{out}^{2+}——脱硝反应器出口气态二价氧化汞的浓度（标准状态），$\mu g/m^3$；

Hg_{out}^P——脱硝反应器出口固体颗粒汞的浓度（标准状态），$\mu g/m^3$。

四、主要设备

协同控制烟气污染物流程中各个设备的主要功能具体如下。

1. 选择性催化还原脱硝装置

选择性催化还原脱硝装置的主要功能是实现 NO_x 的高效脱除，同时实现较高的汞氧化率和较低的 SO_3 的生成率。对国内大部分的烟煤，在不采用汞氧化催化剂的情况下可以达到 GB 13223—2011《火电厂大气污染物排放标准》中汞及其化合物排放小于 $0.03mg/m^3$ 的要求。对于汞含量高且卤素（主要指氯、溴）含量低的煤质，以及面对未来更严苛的汞排放标准时，可通过在脱硝系统中加装高效汞氧化催化剂，提高元素态汞的氧化效率，有利于在下游的除尘设备和脱硫设备中对汞进行脱除；同时抑制 SO_2 向 SO_3 的转化，减少 SO_3 的生成。

2. 烟气冷却器

烟气冷却器布置在电除尘器的入口时，其出口烟气温度低于烟气酸露点温度并工作在高灰区域，烟气中部分 SO_3 在烟气降温过程中凝结，并被烟尘吸附和中和，同时烟尘平均粒径增大、烟尘比电阻降低，有利于烟尘在低低温电除尘器和脱硫塔中被脱除，实现烟气余热利用、节约脱硫岛的水耗。

烟气冷却器布置在脱硫塔入口时，实现烟气余热利用及节约脱硫岛的水耗。

3. 低低温电除尘器

低低温电除尘器为通过烟气冷却器降低电除尘器入口烟气温度至酸露点以下（最低温度应满足湿法烟气脱硫系统工艺温度要求），电除尘效率提高，能耗降低，并去除烟气中大部分 SO_3 和部分汞。

4. 湿法烟气脱硫装置

湿法烟气脱硫工艺技术的广义含义包括石灰石—石膏烟气脱硫、海水脱硫、氨法脱硫等，湿法烟气脱硫工艺其主要功能是实现 SO_2 的高效脱除，同时实现烟尘、SO_3、汞的协同脱除。在保证脱除 SO_2 效果的同时，通过脱硫塔的流场优化、喷淋层和除雾器的配置优化，脱硫塔的除尘效率可大幅度提高，并协同脱除烟气中剩余的 SO_3 和 Hg^{2+}。

5. 循环流化床半干法脱硫装置

循环流化床半干法烟气脱硫工艺为脱硫除尘一体化的工艺，采用生石灰作为脱硫吸收剂。所以，在中小机组以及循环流化床锅炉一般采用此烟气脱硫工艺。对于循环流化床锅炉，该工艺可充分利用炉内煅烧出来而未发生反应的过量 CaO（循环流化床锅炉炉内脱硫 Ca/S 通常大于 2），继续作为脱硫吸收剂，再添加一定的生石灰，满足脱除 SO_2 的要求，提高了吸收剂的使用率。而且循环流化床半干法烟气脱硫工艺的副产物与循环流化床锅炉燃烧产物相同，均是各种钙基化合物，与燃烧飞灰混合成脱硫灰由除尘

器收集，共同综合利用。该脱硫工艺系统简单，占地少，无脱硫废水排放，脱硫反应塔及下游烟道、烟囱防腐要求低。

6. 湿式电除尘器

湿式电除尘器的主要功能是实现烟尘的超低排放以及二价汞Hg^{2+}、SO_3气溶胶等多污染物的高效脱除，具体工程可根据烟囱出口污染物排放浓度的要求和煤质情况选择性安装。

7. 烟气再热器

烟气再热器的主要功能是将湿烟气加热至较高温度的干烟气，改善烟囱运行条件，同时还可避免石膏雨和烟囱冒白烟的现象。

第二十一章

循环流化床锅炉系统设计

循环流化床锅炉（CFB）采用了与煤粉锅炉不同的高物料浓度气固两相流燃烧方式，因此较煤粉锅炉有如下优势：

（1）燃料适应性更广、能燃用劣质燃料（如低热值煤矸石、油页岩、煤泥及垃圾等）。

（2）在燃烧过程中，炉膛温度较煤粉锅炉低，可控制在 900℃左右，且燃烧过程中可投入石灰石等脱硫剂，能有效控制 NO_x 和 SO_x 等污染物的产生和排放，环保性能好。

（3）负荷调节性能好、调节范围大；灰渣可以综合利用等。

本章节主要就循环流化床锅炉辅助系统设计进行简要介绍，详细内容请参见本系列电力工程设计手册之《循环流化床锅炉附属系统设计》。

第一节　系　统　说　明

一、煤筛碎系统

1. 系统功能

循环流化床锅炉对燃料的适应能力强，但对进入炉膛的燃料粒度范围、平均粒度大小、粒度的分布却有着较严格的要求。

循环流化床锅炉对进入的燃料颗粒具有宽筛分特性，根据不同炉型、不同煤种，其对燃料的粒度级配要求不同，一般有 0～6mm、0～8mm、0～10mm、0～13mm、0～20mm 等粒度范围要求。

如果燃料粒度分布不合理、粒度过大或过小，都可能产生锅炉负荷下降、过热气温增高、锅炉受热面及耐火衬里磨损加大、燃烧效率降低、锅炉床温不稳定等影响。因此，为保障燃料级配使之满足循环流化床锅炉的要求，循环流化床锅炉煤筛碎系统较常规煤粉锅炉筛分系统增加了细筛碎设施。

细筛碎设施是指燃料粒度小于或等于 50mm 以下的筛分、破碎系统。

2. 设计范围

细筛碎设施的设计范围为自细筛分设备的入口起，至细碎煤设备的出口止的筛碎设施，包括细筛分设备、布料器、细碎煤设备、细碎煤机室等。

二、给煤及床料系统

（一）给煤系统

循环流化床锅炉特有的燃烧方式决定了入炉煤粒径较煤粉锅炉大（粒径一般在 0～13mm 之间），入厂煤经过煤筛碎系统后即能达到锅炉燃烧要求的粒径，并被送至炉前原煤仓，再通过给煤系统送至锅炉给煤口。因此，循环流化床锅炉不配置制粉系统。

循环流化床锅炉的燃料适应性广，适用的燃料种类繁多、来源复杂。在给煤系统设计前，应对其燃料进行详细分析以选择合适的给煤系统。

1. 系统功能

给煤系统的功能是将输煤系统筛分及破碎后的原煤送至循环流化床锅炉给煤口。给煤系统主要有机械式给煤系统、煤泥管道输送系统两大类。

2. 设计范围

（1）机械式给煤系统的设计范围是从原煤仓进口起至锅炉给煤口法兰止，主要设备有：原煤仓、给煤机、防堵装置。

（2）煤泥管道输送系统设计范围是从煤泥接料仓进口至煤泥入炉设备出口，系统主要由接料仓、膏体制备机、振动筛、滑架式煤泥料仓、正压给料机、柱塞式煤泥泵、输送管路、多功能给料器、自动控制系统等组成。

（二）床料系统

1. 系统功能

床料系统是循环流化床锅炉的特有系统，它具有建立和维持物料平衡的作用。该系统用于循环流化床锅炉空床启动时加注床料、床料损失时补充床料。

在锅炉启动阶段，布风板、回料器处均需要平铺和填充启动床料，以建立最初的物料循环。

对于极低灰分（A_{ar}<10%）的燃料，在锅炉运行

过程中难以维持稳定的循环倍率，则需通过床料系统在线添加适量床料以维持锅炉的循环倍率，从而保证其床压和运行稳定。

床料系统还可作为调整和控制循环流化床锅炉床压、床温的辅助手段。当床压过低时，可向炉内注入床料；当床温过高时，可在增大排渣量同时加入合适粒度的床料来进行有效控制。

床料系统大致分为人工添加床料系统、气力输送床料系统和机械输送床料系统三类。

2. 设计范围

床料系统的设计范围为从床料仓进口或床料进场运输设备排出口起至锅炉床料进口法兰止。

机械输送床料系统主要设备有启动床料仓、机械式给料机。

气力输送床料系统主要设备有输送气源、床料仓、输送器、管道、阀门及连接附件。

三、烟风系统

（一）一次风系统

1. 系统功能

循环流化床锅炉与煤粉锅炉的一次风功用有所不同，其一次风是单相气流，从锅炉布风板下方送入炉膛，主要作为炉膛床料流化风，使循环床料在不同负荷下维持预期的流化速度，同时给炉膛提供燃料燃烧所需的部分氧量。一次风还可提供给煤机密封风、锅炉给煤口的播煤风、炉膛快冷风、外置床（若有）至炉膛灰道及旋风分离器进口灰道的吹扫风等。

其中，播煤风的作用是使给煤均匀播撒入炉膛，以提高锅炉燃烧效率，使炉内温度场分布更加均匀，对给煤口同时也起到密封作用。

锅炉运行过程中可通过改变一、二次风比例来调整炉膛内燃烧份额和粒子浓度，从而改变炉膛内燃烧和传热情况，以实现床温的调节。

一次风由专门的高压一次风机供给。

2. 设计范围

一次风系统的设计范围为从一次风机吸风口起至锅炉各一次风用风点止。系统主要设备有一次风机、一次风暖风器（若需）、消声器。

（二）二次风系统

1. 系统功能

循环流化床锅炉与煤粉锅炉的二次风主要功用基本相同，主要作为燃料燃烧的助燃风，同时还起到加强物料掺混的作用。循环流化床锅炉的二次风能适当调整炉内温度场的分布，对防止局部烟气温度过高、降低 NO_x 排放起着重大作用。给煤机的密封风、播煤风也可由二次风系统提供。

二次风由专门的高压二次风机供给。

2. 设计范围

二次风系统的设计范围为从二次风机吸风口起至锅炉各二次风用风点止，系统主要设备有二次风机、二次风暖风器（若需）、消音器。

（三）流化风系统

1. 系统功能

流化风系统是循环流化床锅炉特有的辅助系统。流化风系统向外置床热交换器（若有）、回料器、回料腿、流化床式冷渣器（若有）提供一定流量的流化空气，以流化上述设备里的物料并送返回炉内，另外还可向点火及助燃油枪、风道燃烧器、锥形阀等提供密封风或冷却风。

流化风量占总风量比例小，压头较高，宜采用高压流化风机独立供风。

2. 设计范围

流化风系统的设计范围为从流化风机吸风口起至锅炉各用风点止，系统主要设备有流化风机、消音器。

（四）烟气系统

1. 系统功能

循环流化床锅炉与煤粉锅炉的烟气系统主要功用基本相同。锅炉燃烧产生的烟气经过炉膛、旋风分离器、空气预热器、除尘器后通过引风机、二次脱硫系统（若需）、烟囱排入大气。此外，冷渣器的返尘风亦引入尾部烟道，进入烟气系统。

2. 设计范围

烟气系统的设计范围为从空气预热器烟气出口起至烟囱出口止，系统主要设备有除尘器、引风机、脱硫装置（若需）、烟囱。

四、锅炉燃油系统

循环流化床锅炉的燃烧机理与煤粉锅炉不同，主要有以下特点：

（1）炉内是沸腾燃烧、无火焰中心，煤的燃烧依靠炉内大量高温物料循环所维持的床温。

（2）其炉内的大量高温循环物料具有很大的蓄热量，床温稳定性较好。

（3）它的最低不投油稳燃负荷较低，运行中投油助燃概率低。

因此，循环流化床锅炉的燃油系统可实现间断运行，无须长期连续打油循环保证炉前油压，只在锅炉启动和低负荷床温无法维持时投运即可。

对于采用重油的循环流化床锅炉，应避免重油在油管道内长时间停滞可能导致冻结或者碳化的情况，其燃油系统设计需考虑打油循环，但油循环的设计是针对如何保证重油的流动性，不需保证炉前油压。

下面分别从厂区燃油储存及输送系统和炉前油系统进行简述。

（一）厂区燃油储存及输送系统

1. 系统功能

厂区燃油储存及输送系统的主要功能是接收并存储运输来油。

当锅炉投油时，加热并升压来自油罐的燃油至锅炉油枪要求的黏度和压头。当锅炉不投油时，对于采用轻柴油的燃油系统，关停油系统；对于采用重油的燃油系统，则维持系统有循环以保持重油流动性。

此外，还辅以污油的汇集与回收系统、向启动锅炉提供燃油等功能。

2. 设计范围

从卸油栈台卸油口起至锅炉燃油系统接口止（设计分界一般位于锅炉构架外 1m 处）、至启动锅炉（如需）燃油接口止。主要设备有卸油泵、粗滤油器、储油罐、细滤油器、供油泵、低压循环油泵（如需）、燃油加热器（如需）、燃油冷却器等。

（二）炉前燃油系统

1. 系统功能

炉前油系统的主要功能是用于锅炉启动时加热炉膛内的循环物料至投煤允许温度，并支持煤燃烧至最低不投油稳燃温度，同时该系统也用于低负荷助燃。

循环流化床锅炉的启动点火过程：铺设启动床料于床面—由一次风将床料流化—投入油燃烧器加热启动床料至投煤温度—投煤—煤着火—床温升至 700～800℃—逐渐停油燃烧器—完成启动点火。

2. 设计范围

炉前油系统的设计范围为从厂区燃油储存及输送系统与炉前油系统设计分界处起至锅炉油燃烧器入口止，系统主要设备为锅炉油燃烧器。炉前油系统一般由锅炉制造厂设计并供货。

五、底渣冷却和输送系统

循环流化床锅炉运行时，一部分物料飞出炉膛参与循环或进入尾部烟道，一部分在炉内循环。为保证锅炉正常运行，沉积于流化床底部较大粒径底渣需排除，通过调整排渣量以控制床压，因此需要设置底渣系统。底渣系统是循环流化床锅炉的重要系统，如果底渣系统不能正常运行，循环流化床机组只能被迫减负荷甚至停机。

与煤粉锅炉相比，循环流化床锅炉的底渣量大、排渣温度很高（接近床温 850～950℃），其底渣具有大量的物理显热可以回收利用。同时，灰渣输送机械设备可承受温度上限大多在 150～300℃，底渣冷却系统将底渣冷却后，再被底渣输送系统送出处理。

循环流化床锅炉的底渣系统主要包含底渣冷却和底渣输送两个系统。

（一）底渣冷却系统

1. 系统功能

底渣冷却系统的功能是将炉膛底部排出的高温灰渣通过冷渣器冷却至适合底渣输送系统运行的温度范围（一般不宜超过 150℃），再送至底渣输送系统。

炉内底渣根据炉膛背压通过炉膛排渣口自流进入冷渣器，通过调节转速（滚筒式）或床压（风水联合）控制进入冷渣器的渣量，同时系统可根据锅炉排渣量对冷却介质（冷却介质可采用水或风水联合）的量进行自动调节，将底渣冷却至满足底渣输送系统的要求。

底渣冷却系统还能起到辅助控制床温、床压的作用：

（1）通过将炉膛底渣控制床内存料量，从而控制锅炉床压，使锅炉保持良好的流化状态。

（2）在运行中出现床压较高、床温偏低且难以控制时，可通过加大排渣量使床压降低。通过床温和床压的综合调节，使床温控制得到改善。

（3）炉膛两侧床（双布风板型式）出现剧烈波动时，可通过炉膛两侧的冷渣器的排渣量控制床压，以避免翻床现象的发生。

（4）当床温偏低时，可适当降低炉膛上部的灰浓度，使炉膛上部的传热系数减少，使床温升高。对于设有外置床的循环流化床机组，外置床下部设有一路与冷渣器相连的放灰口，在低负荷的工况下，可以通过放灰，调整炉内灰浓度分布，从而控制床温。

（5）对冷却介质（水或风水联合）的量进行自动调节，将底渣冷却至 150℃以下。

2. 设计范围

底渣冷却系统的设计范围为从锅炉和外置床换热器（如有）排渣口起至底渣输送系统入口止，系统主要设备为冷渣器、进口排渣管及阀门、出口排渣管及阀门、补偿器、相关冷却水和冷却风（如有）系统。

（二）底渣输送系统

1. 系统功能

底渣输送系统的功能是将冷渣器排出的底渣收集并外送至底渣仓进行存储。

2. 设计范围

底渣输送系统的设计范围为从冷渣器排渣口至底渣仓排放口之间的所有部分。

六、石灰石粉制备和输送系统

（一）石灰石粉制备系统

1. 系统功能

石灰石粉制备系统的功能是将石灰石原料破碎并进行分级，得到符合机组要求的成品粉，并将成品粉送入石灰石粉仓进行存储。

2. 设计范围

石灰石粉制备系统的设计范围为从石灰石块入厂的接卸装置开始至石灰石粉仓为止的整个工艺系统，包括石灰石接卸、储存及输送系统、破碎系统、分级系统和石灰石粉仓的设计。

(二) 石灰石粉输送系统

1. 系统功能

石灰石粉输送系统的功能是将石灰石粉仓内储存的成品粉通过管道输送进入炉膛。

2. 设计范围

石灰石粉输送系统的设计范围为从石灰石粉仓出口至锅炉炉膛入口为止的整个工艺系统，包括输送器和管路系统。

七、锅炉紧急补水系统

循环流化床锅炉汽水系统主要包括锅炉主蒸汽系统、锅炉再热蒸汽系统、锅炉给水系统、锅炉排污及疏放水系统、启动系统、锅炉紧急补水系统。其中除紧急补水系统外，其余汽水系统与煤粉锅炉基本相同。

为保证在锅炉给水中断的情况下水冷壁和其他受热面的安全，防止因炉内床料及耐火材料的大量蓄热而引起管壁过热超温，大容量循环流化床锅炉设置一套紧急补水系统理论上是最行之有效的措施。

是否需要设置紧急补水系统，应根据项目合同要求、锅炉制造厂的技术流派、技术要求及通过相应的蓄热量计算提出推荐意见，设计院再结合工程具体的需求来确定。

国内引进型 300MW 等级循环流化床锅炉均带外置床且设置了紧急补水系统。

国内自主开发型 300MW 等级及以下的循环流化床锅炉均未带外置床，国内锅炉厂通过试验研究及水冷壁蓄热可靠性计算评估，一般不推荐设置紧急补水系统。

国内 600MW 等级循环流化床锅炉均带外置床，锅炉厂通过试验研究及水冷壁蓄热可靠性计算评估，目前仍推荐设置紧急补水系统。

1. 系统功能

当给水系统故障、凝结水系统故障或全厂失电时，均会导致锅炉给水中断。紧急补水系统的功能是，在锅炉给水中断时，通过锅炉紧急补水泵向锅炉补水、向锥形阀（若有）提供冷却水、为汽轮机旁路系统提供减温水，以保护锅炉受热面和锥形阀（若有）。

2. 设计范围

紧急补水系统的设计范围为从紧急补水箱起经过柴油发电机驱动的紧急补水泵至锅炉需要的紧急补水点及锥形阀（若有）。主要设备包括：紧急补水箱、紧急补水泵。

第二节　常见系统设计方案

一、煤筛碎系统

根据上煤系统出力，细筛碎设施工艺流程可分为单台套系统和多台套系统。

（1）单台套系统：常用于上煤系统出力小于或等于 1000t/h 的循环流化床发电厂。即每套上煤系统对应一套细筛煤机和细碎煤机，由系统送来的燃料进入细筛煤机，经筛分后筛上物进入细碎煤机破碎，筛下物和经细碎煤机破碎后的燃料都进入下一级上煤系统带式输送机。

细筛碎设施单台套工艺流程图如图 21-1 所示。

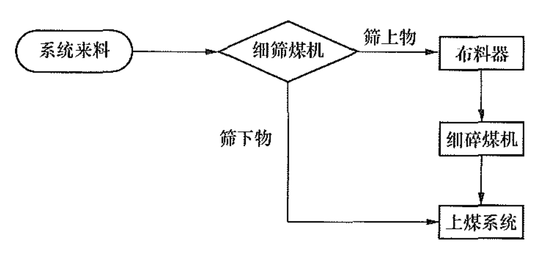


图 21-1　细筛碎设施单台套工艺流程图

（2）多台套系统：常用于上煤系统出力大于 1000t/h 的循环流化床发电厂。即每套上煤系统对应多套细筛煤机和细碎煤机，由系统送来的燃料分别进入多个分料缓冲仓，经缓冲仓下的给煤机送入对应的细筛煤机，经筛分后筛上物进入细碎煤机破碎，筛下物和经细碎煤机破碎后的燃料都进入下一级上煤系统带式输送机。

细筛碎设施多台套工艺流程图如图 21-2 所示。

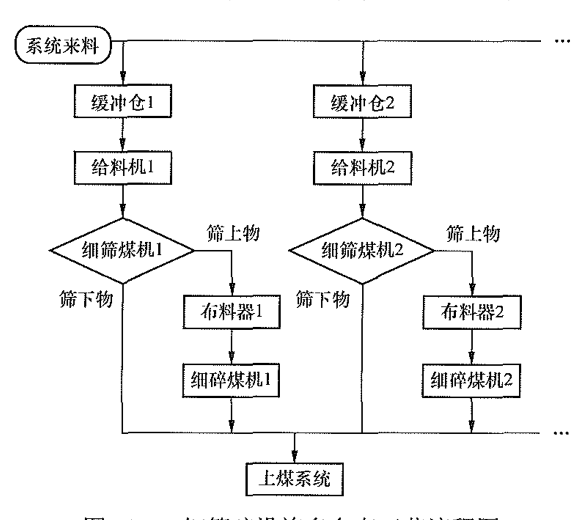


图 21-2　细筛碎设施多台套工艺流程图

受筛煤机和细碎煤机的工作原理限制，仍会存在部分粒度尺寸大于 CFB 锅炉要求的物料通过细筛碎设备进入后续系统。根据对这部分物料的处理方式不同，细筛碎设施工艺流程又可分为开式系统、半开式系统和闭式循环系统。

（1）开式系统：对通过细筛碎设施后仍大于 CFB

锅炉要求的物料不处理，碎后物料粒度通过对细碎煤机的调节进行控制，细筛碎设施后的全部物料均进入上煤系统并送入锅炉炉膛燃烧。该系统在目前的循环流化床发电厂中最为常见。其工艺流程如前所述。

（2）半开式系统：通过设置第三级筛分设备对经细筛碎设施后仍大于 CFB 锅炉要求的物料进行筛选，合格物料进入上煤系统并送入锅炉炉膛燃烧；不合格物料排出系统之外，经人工甄别后，大石块、杂物等丢弃，煤块经装载机等设备送至煤场。确定第三级筛分设备的分选粒度时，可比 CFB 锅炉要求的物料粒度尺寸略为放大，以减少不合格物料的排除量。该系统能大幅减少进入 CFB 锅炉的大块物料，有效提高锅炉运行的稳定性和燃烧效率，在近年的大型循环流化床发电厂的运用逐渐增多。

细筛碎设施半开式系统图如图 21-3 所示。

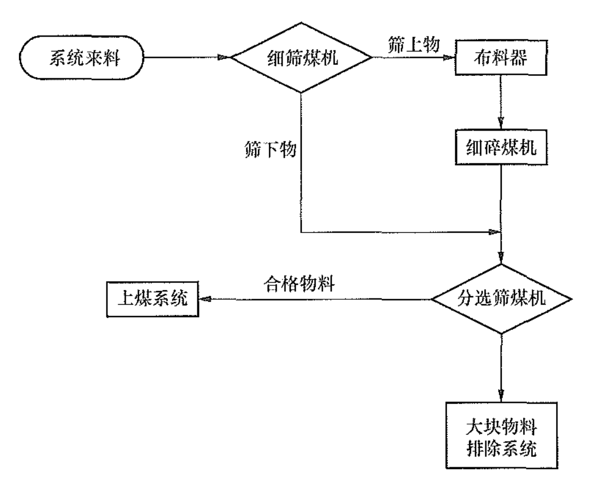


图 21-3　细筛碎设施半开式系统图

（3）闭式循环系统：通过设置第三级筛分设备对经细筛碎设施后仍大于 CFB 锅炉要求的物料进行筛选，合格物料进入上煤系统并送入锅炉炉膛燃烧；大块物料经斗式提升机返回到细筛煤机的入口。该系统增加了细碎机室的布置难度，系统较为复杂，投资增高较大，工程实际应用较少。

细筛碎设施闭式系统图如图 21-4 所示。

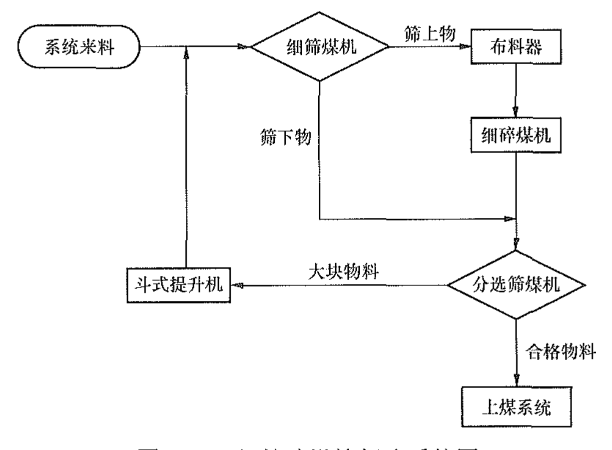


图 21-4　细筛碎设施闭式系统图

二、给煤及给料系统

（一）给煤系统

给煤系统主要有机械式给煤系统、煤泥管道输送系统两大类。

对于正常含水量的煤种，给煤系统宜采用机械输送方式。

对于含水量较高的煤泥，当采用机械输送方式可能造成给煤系统堵塞，以致影响锅炉正常运行时，宜单独设置输送系统将其直接送至锅炉燃烧，如湿煤泥可考虑采用煤泥管道输送方式。

1. 机械式给煤系统

机械式给煤系统的煤种适应性相对较好。不同技术流派的循环流化床锅炉的给煤方式有所不同，主要有前墙给煤、侧墙给煤、回料阀给煤、炉前和回料阀联合给煤等。锅炉给煤方式不同，其给煤口的布局则不同，所采用的机械式给煤系统也有所区别。

机械式给煤系统由单级或多级给煤机将原煤仓中的煤送至锅炉给煤口，其中一级给煤机应具有称重计量功能。

单级给煤是指一个给煤通道由 1 台给煤机工作，将原煤从原煤仓直接送至锅炉给煤口，如当采用前煤仓布置格局、锅炉为前墙给煤方式时，采用单级给煤系统。

多级给煤是指一个给煤通道由 2 台及以上给煤机串联工作，将原煤从原煤仓送至锅炉给煤口，如当采用前煤仓布置格局，锅炉为侧墙或回料器给煤时，一般采用两级给煤系统。

给煤系统设计时，应依据锅炉给煤方式及给煤口布局方位，并结合主厂房布置来确定给煤线数量、原煤仓数量、给煤级数及给煤机形式。

典型单级、多级机械式给煤系统图如图 21-5、图 21-6 所示。

机械式给煤系统设计注意事项：

（1）循环流化床锅炉应采用对称给煤。

（2）原煤仓出口对应的首级给煤机应采用计量式。

（3）原煤仓与首级给煤机入口间应留有一定的煤柱高度作为密封段，该高度宜为 2～3m。若原煤仓防堵装置采用中心给料机，可适当降低密封煤柱高度。

（4）末级给煤机出口应设置快关隔离门，该隔离门应能承受炉膛床温。

2. 煤泥管道输送系统

煤泥管道输送系统是利用柱塞式煤泥泵将煤泥料仓内煤泥通过管道输送的方式送至锅炉煤泥入口。

调节柱塞的气缸冲程频率可控制入炉煤泥流量。

系统流程为：煤泥经外部给料设备送至接料仓，经接料仓下卸料螺旋进入膏体制备机，利用膏体制备

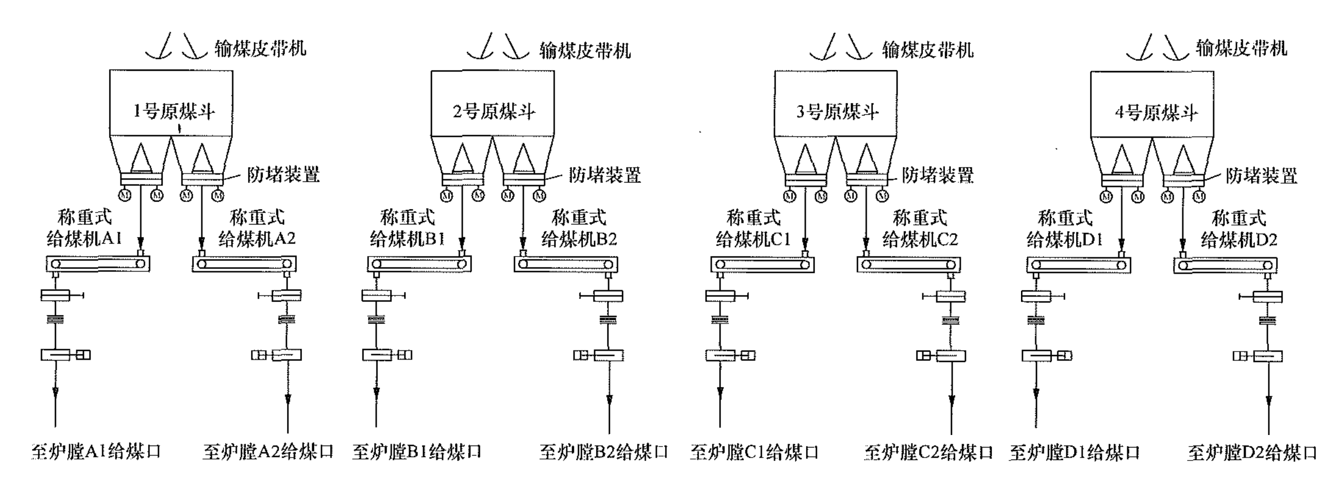


图 21-5　典型单级机械式给煤系统图

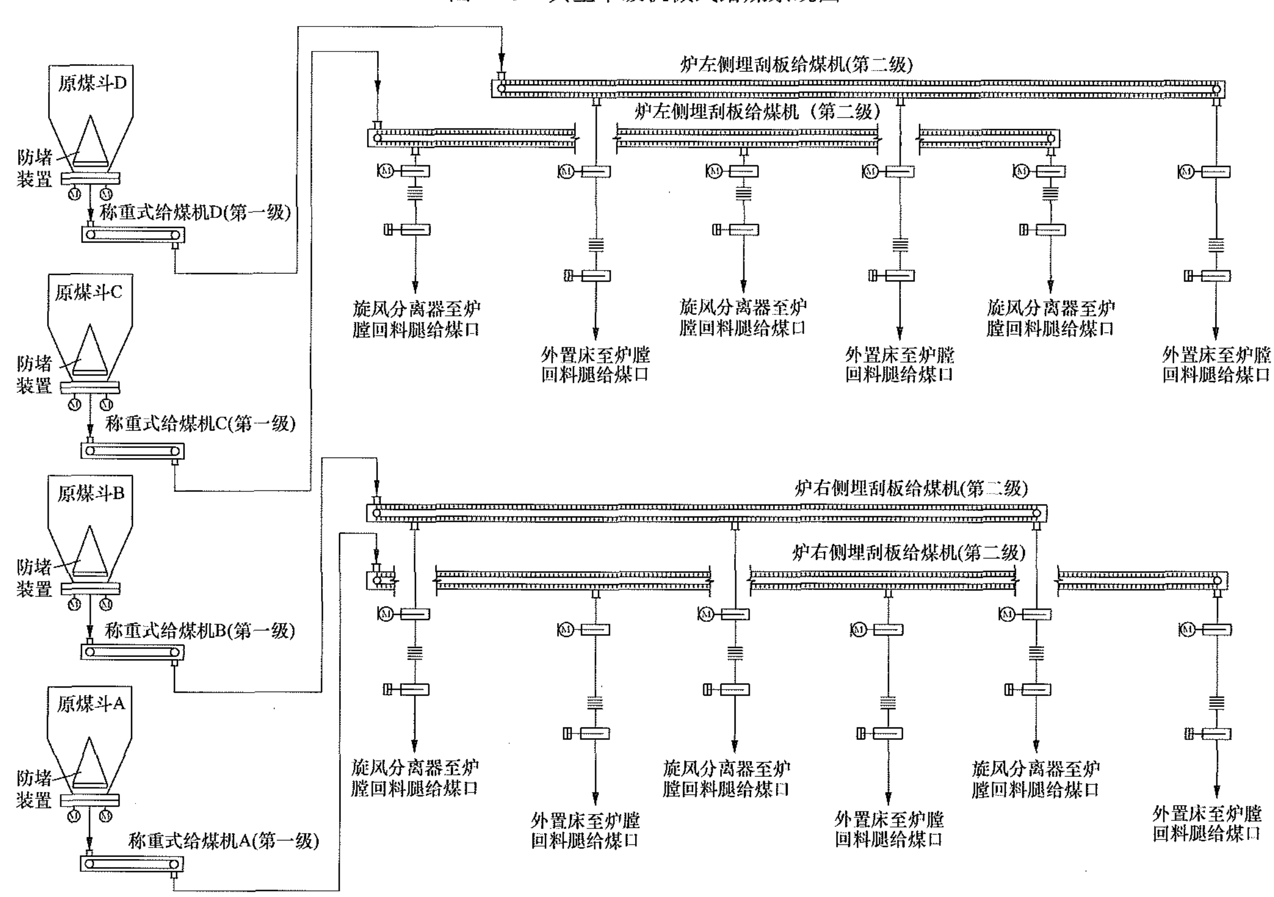


图 21-6　典型多级机械式给煤系统图

机将煤泥制成含水率为 25%～35%的均匀膏体后送至振动筛，除杂后进入滑架式煤泥料仓。煤泥通过煤泥料仓内滑架装置卸入正压给料机，最后由正压给料机卸入煤泥泵后经输送管道、多功能给料器送至锅炉燃烧。

滑架式煤泥料仓设于煤泥泵房，煤泥料仓入口处设接料仓、卸料螺旋、膏体制备机、振动筛等；煤泥料仓出口设正压给料机、柱塞式煤泥泵；多功能给料器位于炉膛侧壁。

典型的煤泥管道输送系统图如图 21-7 所示。

（二）床料系统

1. 系统分类

床料系统大致分为人工添加床料系统、气力输送床料系统和机械输送床料系统三类。

（1）人工添加床料系统。对于 220t/h 及以下等级的循环流化床锅炉，因其启动前床料添加量相对较小，可采用人工添加床料系统。对于 300MW 及以上的循环流化床锅炉，启动床料的量较大，人工输送方式劳动强度大，且无法满足在机组运行过程中补料的要求，不推荐采用人工添加床料系统。

（2）气力输送床料系统。气力输送床料系统主要有采用罐车的直接添加床料和配置独立气源的气力添加床料两种。

1）采用罐车直接添加的气力输送床料系统，是将锅炉本体的床料接口直接接管至锅炉零米，然后由

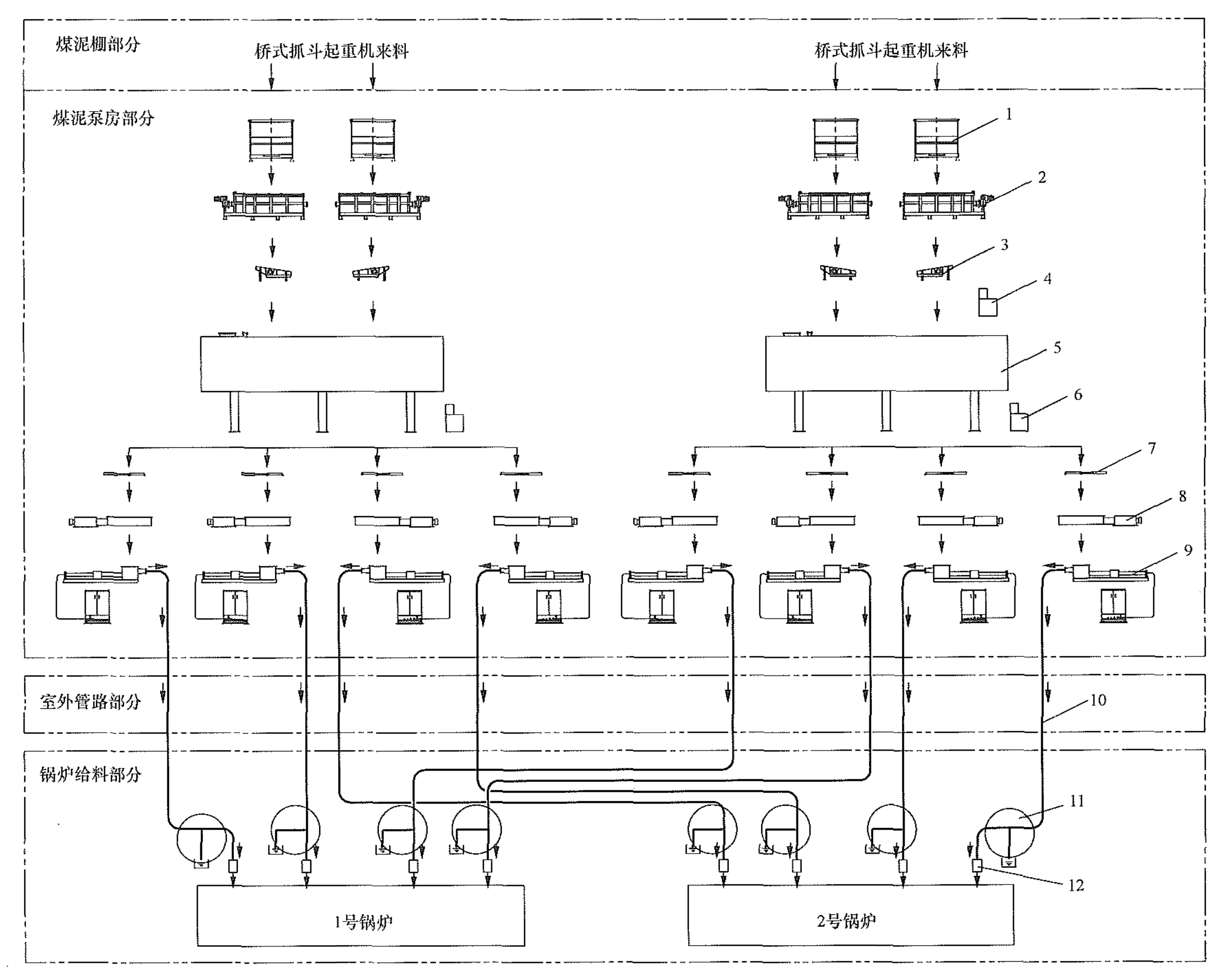


图 21-7 典型的煤泥泵管道输送系统图

1—接料仓；2—膏体制备机；3—振动筛；4—综合液压站；5—煤泥料仓；6—泵房液压站；7—检修闸板阀；8—正压给料机；9—煤泥泵；10—煤泥管；11—清洗管路阀组；12—锅炉给料设备

运输床料的罐车通过该接管，利用自带空气压缩机送至锅炉内。系统上需配备相应的接管和阀门。该系统的优点是系统配置简单、初投资较少；缺点是在机组运行过程中难以添加床料来满足调控的要求，同时出力受到罐车的限制。

2）配置独立的气力输送系统的输送床料系统，其原理是基于国内成熟的气力除灰渣系统。

锅炉制造厂对床料的粒径和比重均有要求，对于初次启动的机组一般为 1～3mm 粒径的粗石灰石或石英砂，比重约 1200kg/m^3，这种参数的介质宜选择气力输送系统。

经过对煤种、床料种类及颗粒分布的分析后，若有经常在线连续添加床料的需求时，宜选择配置独立气源的正压气力输送床料系统。系统组成：输送气源、床料仓、输送器、管道、阀门及连接附件。该系统可实现在加料过程中连续可调功能或间断定量给料功能。但气力输送系统受床料种类和颗粒分布的影响较大，实际运行磨损较严重、易堵塞、出力较小、床料添加时间偏长，初投资和运行费用相对较高。

典型气力输送床料系统图如图 21-8 所示。

（3）机械输送床料系统。床料机械输送床料系统主要有通过给煤机机械输送、通过重力自流机械输送两种。

1）典型的通过给煤机机械输送床料系统图如图 21-9、图 21-10 所示，该典型系统配置包括床料仓、床料单级或多级给料机，再经过给煤系统的给煤机送至进入锅炉。

对于容量在 300MW 及以上锅炉，经过对煤种、床料种类及颗粒分布的分析后，不需要经常性在线连续添加床料，且能通过运行组织协调好给料与给煤交替运转时，宜采用通过给煤机的机械输送床料系统。

2）通过重力自流的机械输送床料系统，其系统配置包括锅炉框架内高位布置的床料仓、斗式提升机和连接管道及阀门。首先采用斗式提升机将床料送至仓内，然后通过管道连接通过床料的重力自流入锅炉的床料接口。其典型系统图如图 21-11 所示。

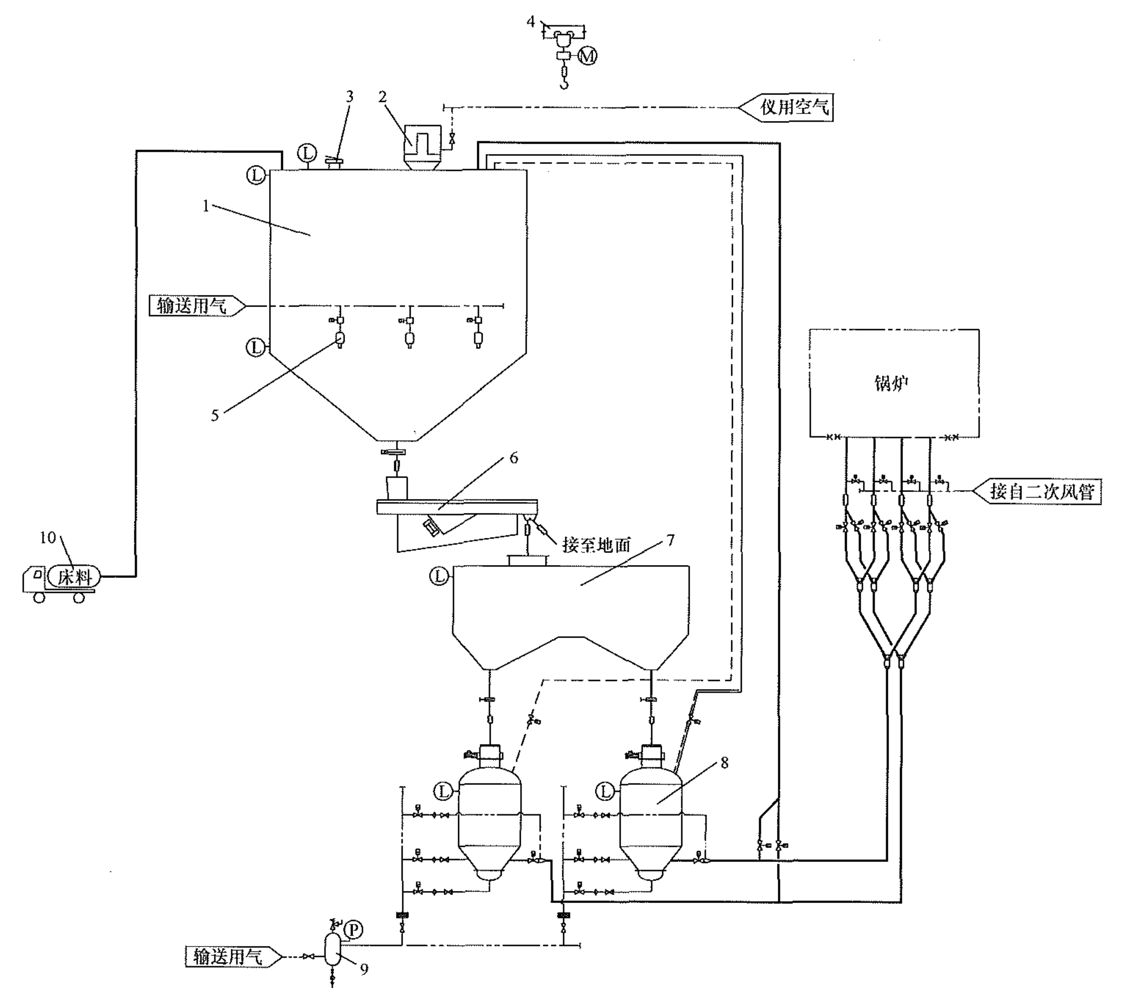


图 21-8 典型气力输送床料系统图

1—床料仓；2—布袋除尘器；3—人孔门；4—电动葫芦；5—空气炮；6—振动筛；7—缓冲仓；8—床料输送器；9—储气罐；10—密封罐车

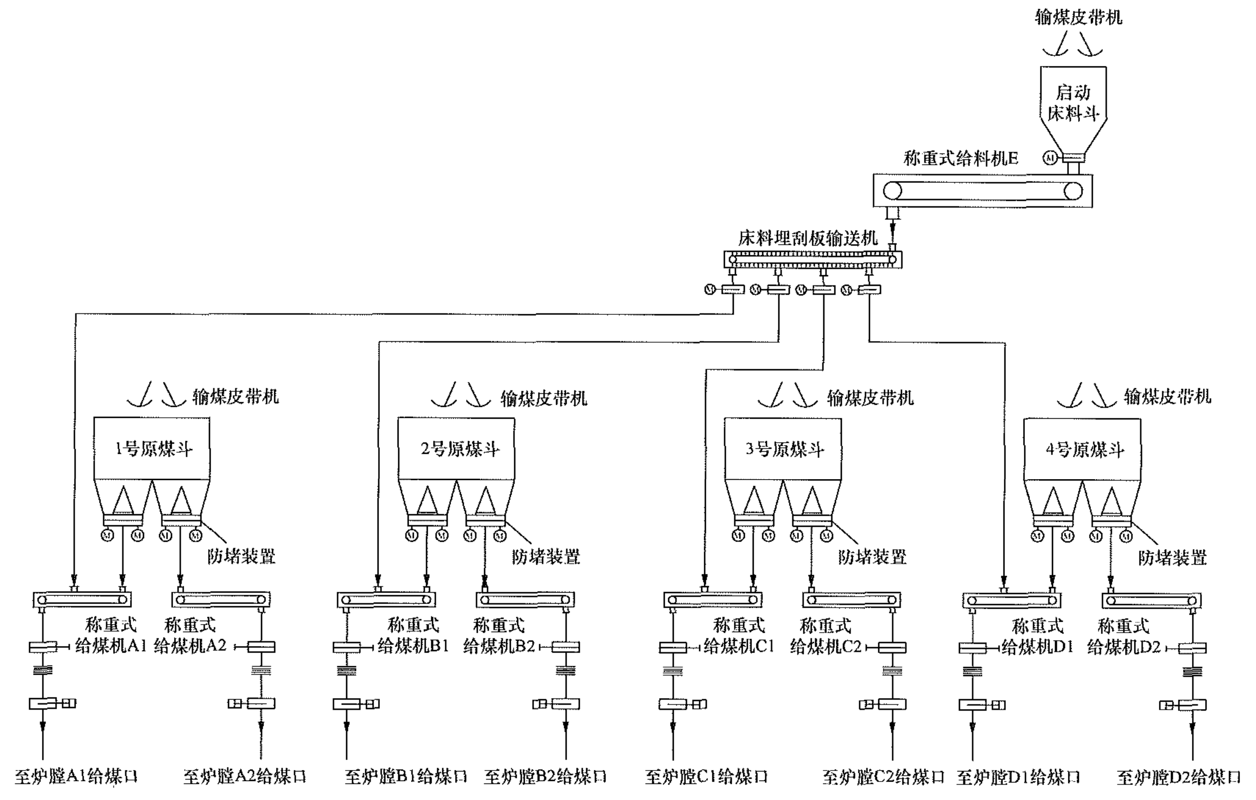


图 21-9 典型的通过给煤机机械输送床料系统图（一）

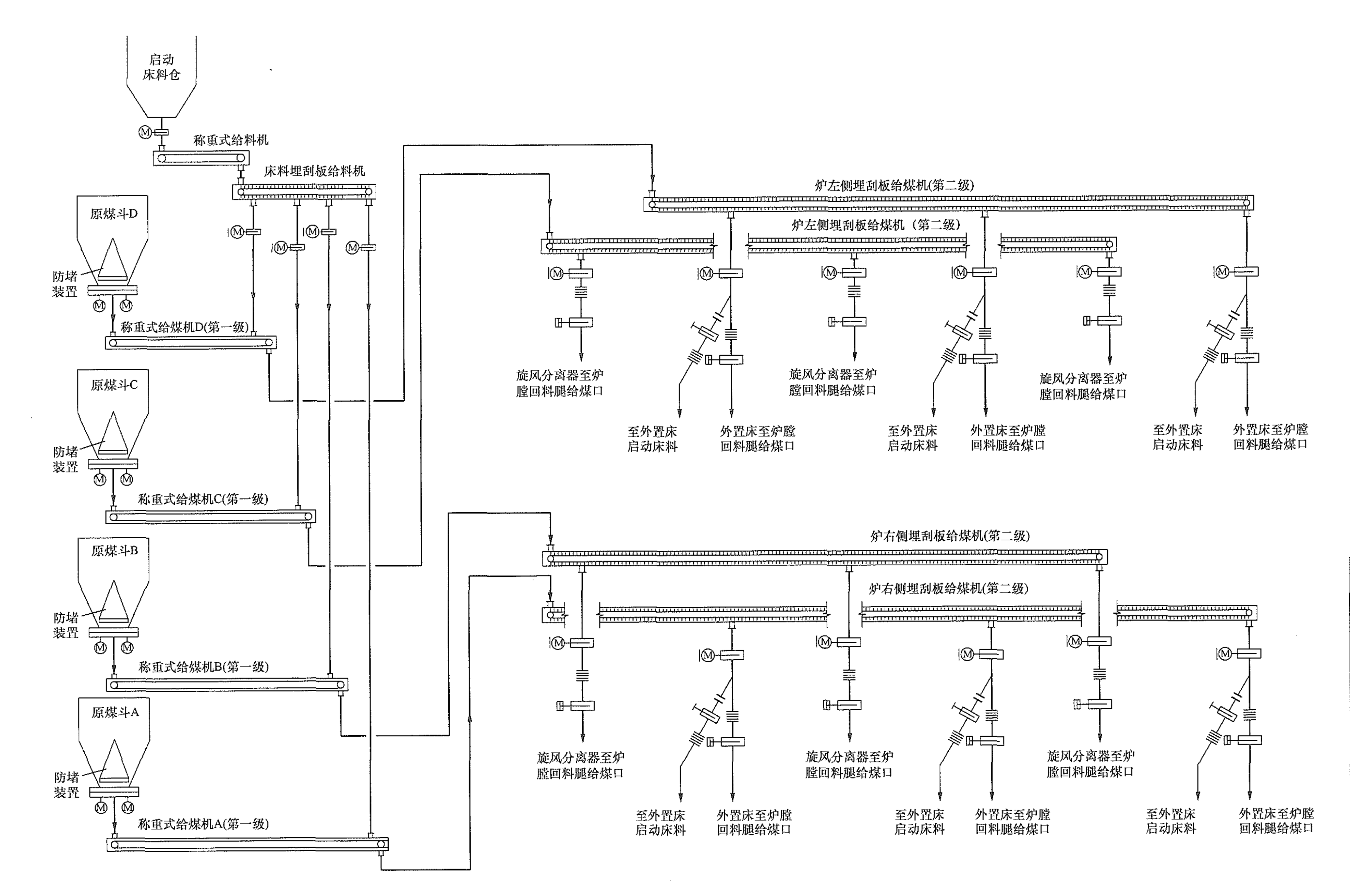


图 21-10　典型的通过给煤机机械输送床料系统图（二）

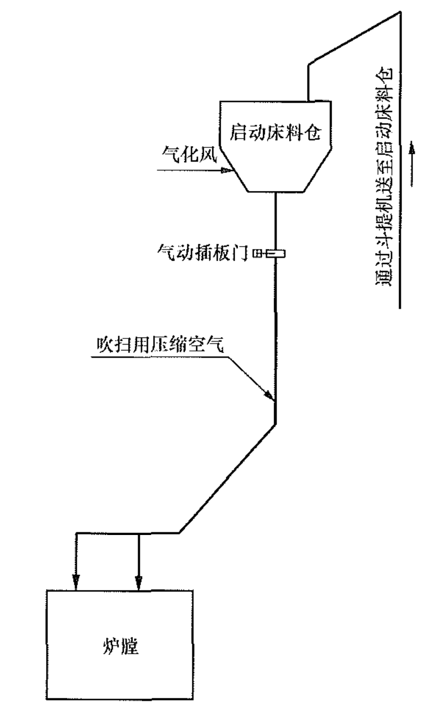


图 21-11　通过重力自流的床料输送典型系统图

该系统设置相对独立，可满足运行中进行床料添加的要求，需要锅炉制造厂在设计之初整体考虑该系统的布置及荷载。

（三）300、600MW 等级典型循环流化床锅炉给煤及床料系统图

300MW 等级典型循环流化床锅炉给煤及启动床料系统图如图 21-12 所示，锅炉为炉前单级给煤，每台炉配置 4 个原煤斗，8 台称重式给煤机分别至锅炉 8 个给煤口；每台炉配置 1 个启动床料斗，通过称重式给料机、埋刮板式给料机，利用其中 4 台给煤机向锅炉输送床料。

600MW 等级典型循环流化床锅炉给煤及启动床料系统图如图 21-13 所示，锅炉为炉侧回料腿给煤。共设置 4 条给煤输送线路。每条线路包括一个煤仓、一个中心给料机、一台称重式皮带给煤机、一台链式给煤机、一条落煤管，燃煤最终进入外置床至炉膛的回料腿/回料器至炉膛的回料腿。该典型系统还设有启动床料输送线路，包括一个启动床料仓，一台启动床

图 21-12　300MW 等级典型循环流化床锅炉给煤及启动床料系统图

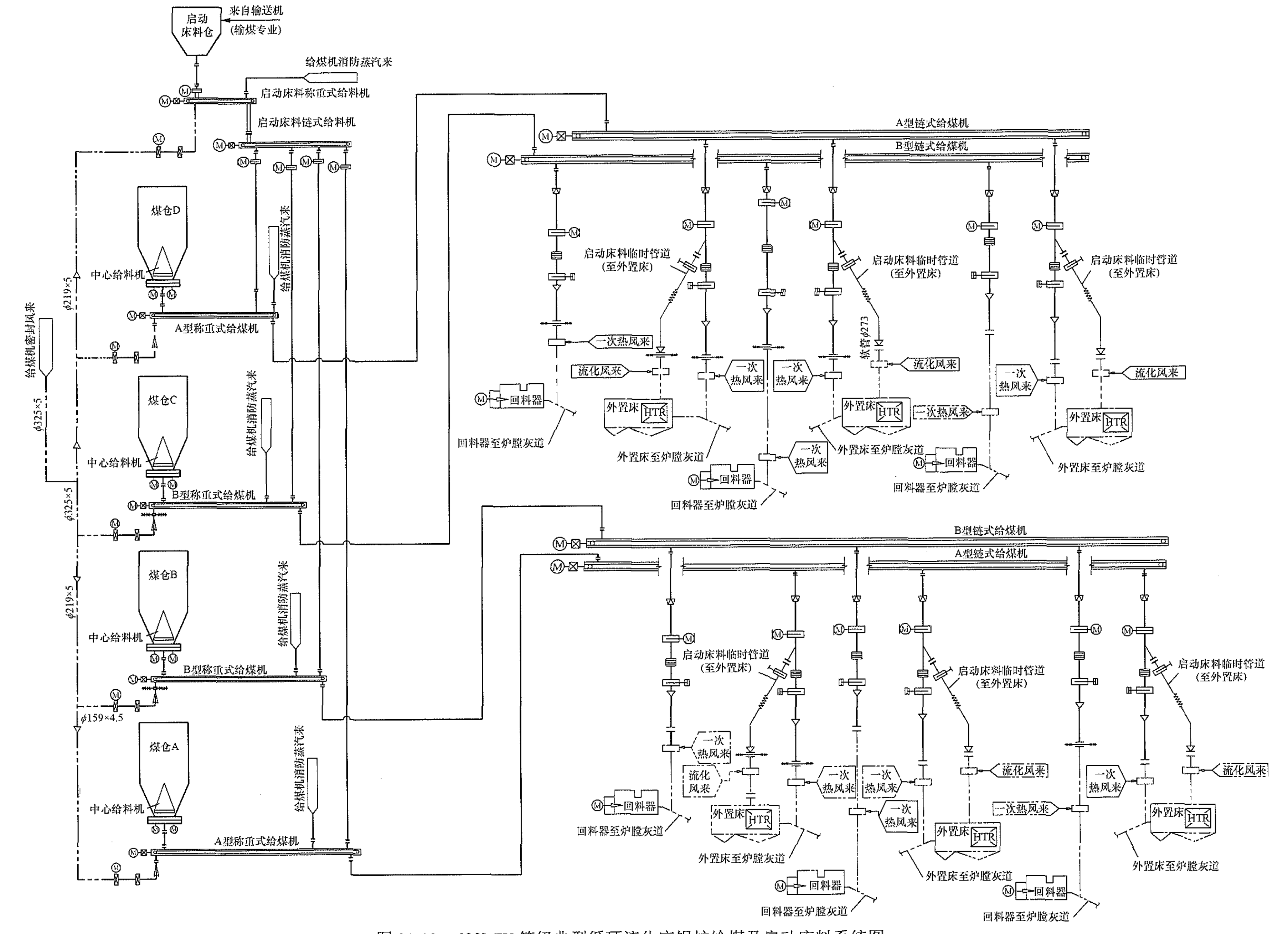


图 21-13 600MW 等级典型循环流化床锅炉给煤及启动床料系统图

料称重式给料机和一台启动床料链式给料机。启动床料从启动床料仓经落料管进入启动床料称重式给料机，再依次经过启动床料链式给料机、称重式给煤机和链式给煤机进入锅炉/外置床。

三、烟风系统

（一）一次风系统

一次风系统宜依据锅炉制造厂提供的烟风系统资料进行拟订，典型一次风系统图如图 21-14 所示。

（二）二次风系统

二次风系统宜依据锅炉制造厂提供的烟风系统资料进行拟订，典型二次风系统图如图 21-15 所示。

（三）流化风系统

流化风系统宜依据锅炉制造厂提供的烟风系统资料进行拟订，典型流化风系统图如图 21-16 所示。

（四）烟气系统

典型的烟气系统图如图 21-17 所示。

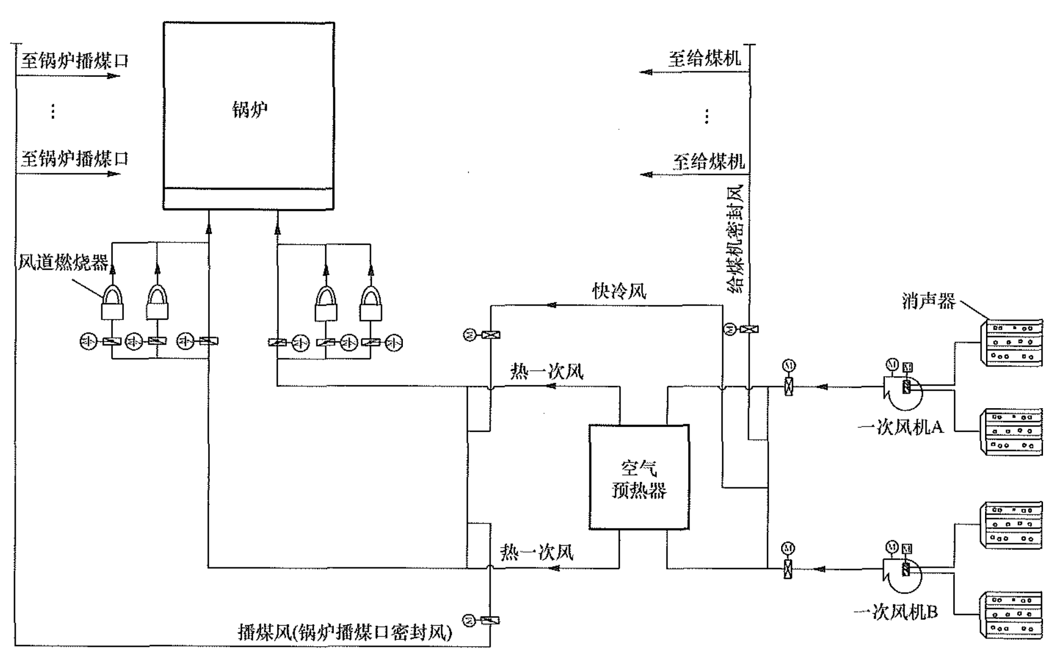


图 21-14　典型一次风系统图

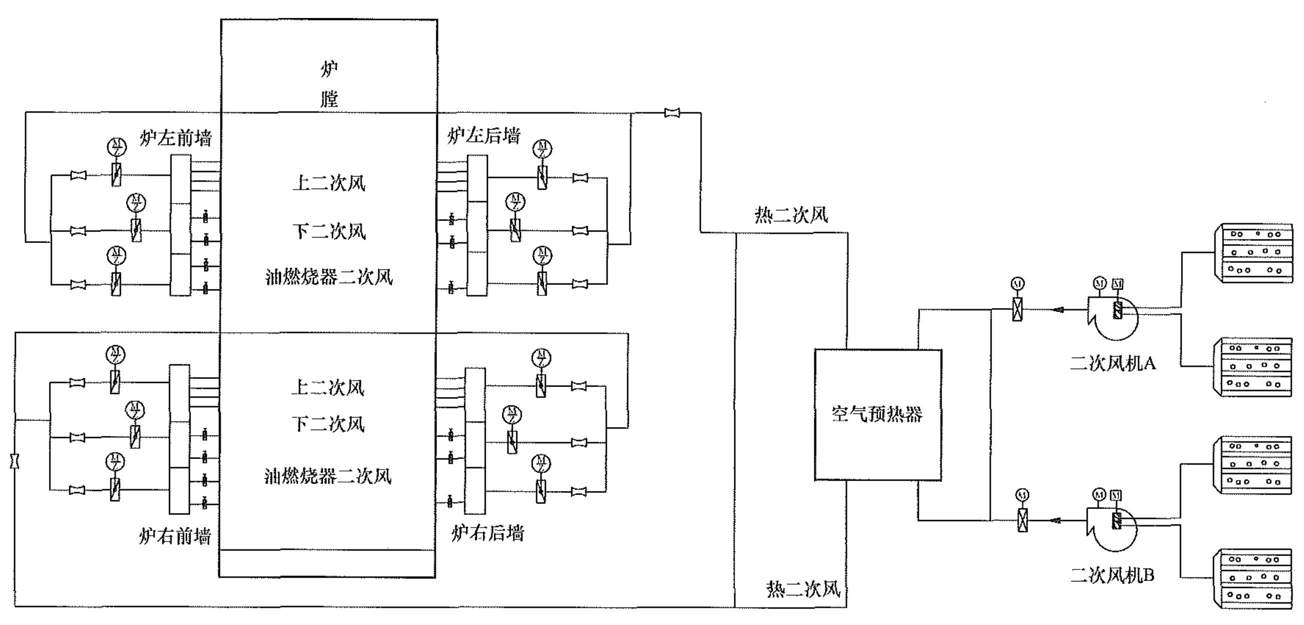


图 21-15　典型二次风系统图

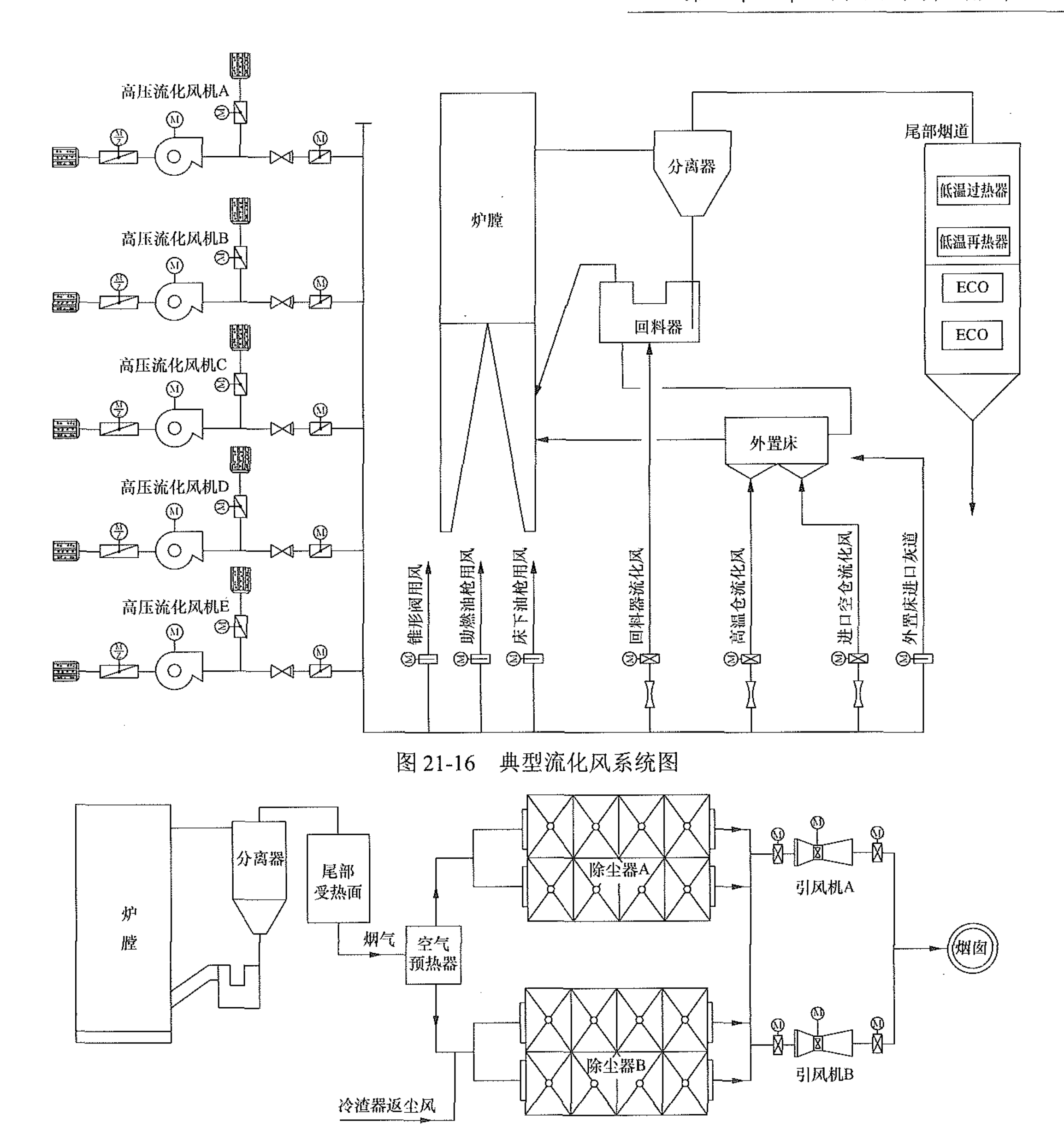


图 21-16　典型流化风系统图

图 21-17　典型烟气系统图

（五）300、600MW 等级典型循环流化床锅炉烟风系统图

300MW 等级典型循环流化床锅炉烟风系统图如图 21-18 所示。300MW 等级循环流化床锅炉配置 3 台旋风分离器、1 台回转式空气预热器、无外置床。

600MW 等级典型循环流化床锅炉烟风系统图如图 21-19（见文后插页）所示。600MW 等级循环流化床锅炉配置 6 台旋风分离器、2 台回转式空气预热器、带外置床。

四、锅炉燃油系统

（一）厂区燃油储存及输送系统

对于采用轻柴油（凝固点低于环境温度）的循环流化床锅炉，燃油系统可不设置循环油泵，其余与煤粉锅炉燃油系统相同，此处不再赘述。

对于采用重油的循环流化床锅炉，为保证油的黏度满足锅炉燃烧器喷嘴要求，避免重油在油管道内长时间停滞可能导致冻结或者碳化的情况，宜设置专门的低压再循环油泵打油循环。低压再循环泵的压头仅考虑克服管路系统的沿程阻力，不考虑保证炉前油压，其容量也仅考虑满足各炉前油系统的最低循环油量，实现燃油系统热备用的功能，在允许的迟延内满足及时向锅炉投油的要求，保障锅炉的安全运行即可。典型重油低压循环泵系统如图 21-20 所示。

厂区燃油系统设计出力：

（1）燃油系统容量不宜小于一台最大容量锅炉最大的点火油量与另一台最大容量锅炉启动助燃油量之和；当锅炉燃用低负荷需油助燃的煤种时，燃油系统的燃油量不宜小于一台锅炉启动助燃、一台锅炉低负荷助燃所需的油量之和。

（2）系统回油量应根据燃油喷嘴设计特点、燃烧安全保护要求和燃油参数确定，且不小于系统设计出力的 10%。

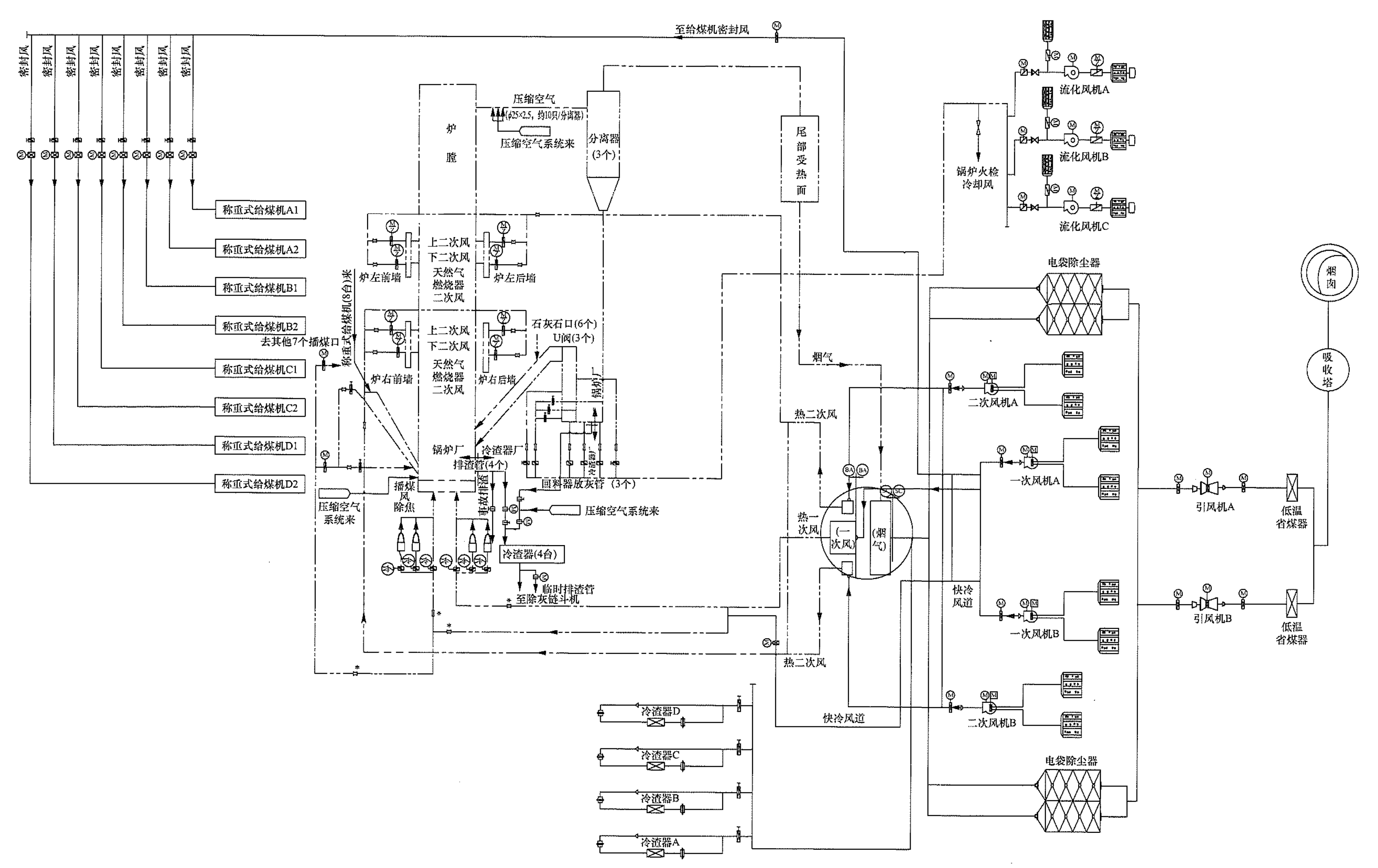


图 21-18　300MW 等级典型循环流化床锅炉风烟系统图

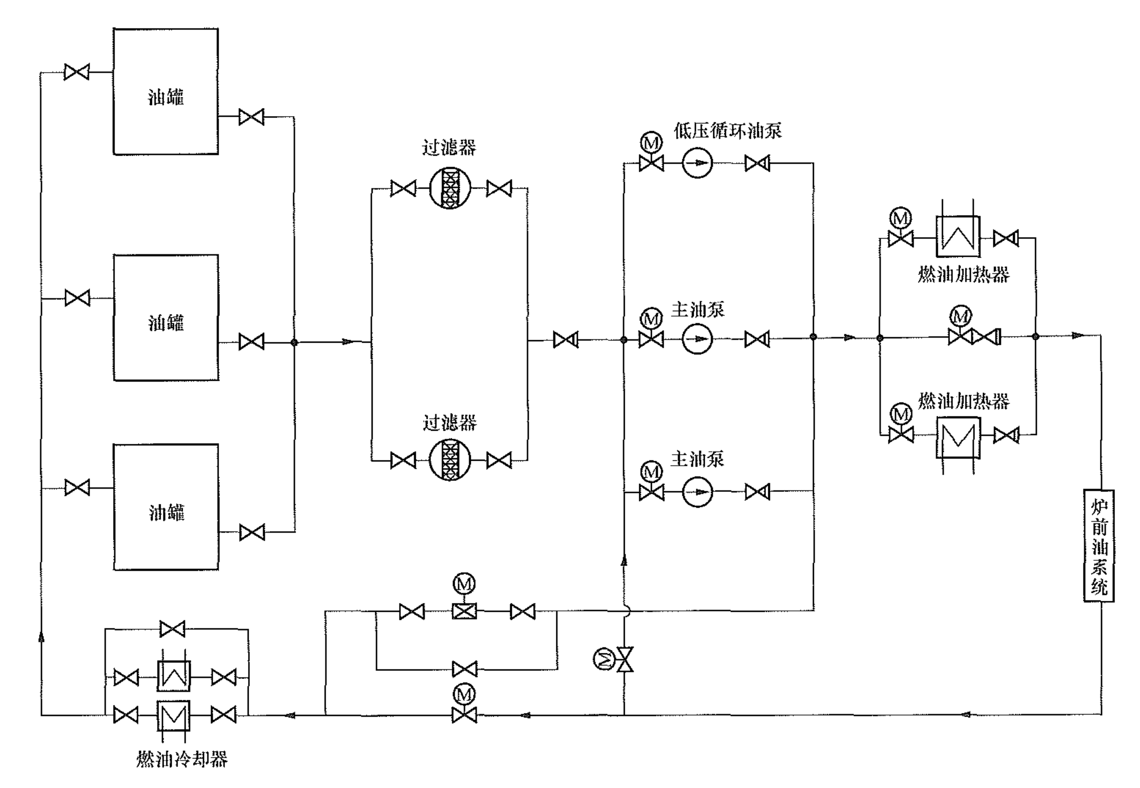


图 21-20　典型重油低压循环泵系统

（3）系统设计出力为燃油量与最小回油量之和，其裕量不宜小于 10%。

（二）炉前油系统

炉前油系统的分类取决于循环流化床锅炉所采用的油燃烧器形式及点火方式。不同类型的锅炉油燃烧器可相互组合，形成了不同的炉前油系统。

1. 循环流化床锅炉油燃烧器的形式及特点

循环流化床锅炉的油燃烧器形式有床上启动燃烧器、风道燃烧器和床枪三种，燃料为轻柴油或重油。

循环流化床锅炉油燃烧器首先投用的是风道燃烧器和床上启动燃烧器，只有当床温达到一定温度时才能投入床枪。风道燃烧器和床上启动燃烧器均可作为启动和助燃用，而床枪仅能用作助燃。

（1）床上启动燃烧器的特点：

床上启动燃烧器主要由油枪、点火器、伸缩机构、火焰检测器和配风器等组成，布置在布风板上方，可在启动阶段投入使用。

床上启动燃烧器带有点火器和火焰检测装置。点火枪和油枪均可伸缩。炉内温度过高易造成油枪损坏，故床上油枪须能退出炉膛进行保护。

床上启动燃烧器启动时依靠燃烧器产生的火焰和高温烟气来加热启动床料。由于床上启动燃烧器的安装位置距离床料较远，其热烟气利用率较低，仅采用床上启动燃烧器点火，加热速度较慢、耗油量较大，需设置较多数量的燃烧器。如燃用煤质着火特性差，则这一缺点更加突出。

（2）风道燃烧器的特点：

风道燃烧器主要由油枪、点火器、伸缩机构、火焰检测器、配风器、燃烧室和温控室等组成。布置在布风板下方的一次风道处，与一次风室相接。

风道燃烧器带有点火器和火焰检测装置，点火枪可伸缩，油枪一般为固定式，不可伸缩。锅炉点火完成后，风道燃烧器内的通流热风温度通常为200～300℃，为油枪可耐受的温度区间内，故油枪无须退回。

风道燃烧器是由油点燃后产生的高温烟气与一定量的空气在风道内混合后形成具有一定温度的热烟气，热烟气经布风板穿过料层并与床料接触换热。与床上启动燃烧器相比，床下点火的热利用率高、加热均匀性好、加热速度快。

（3）床枪特点：

床枪即油枪，无点火器和火焰检测器。布置在布风板上方的密相区。

床枪只有当床温升至设定值时才能被投入使用。因此，床枪不能单独使用，须与床上启动燃烧器或风道燃烧器配合使用。

与床上启动燃烧器的位置相比，床枪的位置距布风板更近，处于流化床的密相区，因此床枪的热利用率介于床上启动燃烧器要与风道燃烧器之间。点火时与床枪配合使用，可加快对床料的加热速度、减少耗油量。当锅炉低负荷运行需要投油助燃时，使用床枪比启动燃烧器的效果更好。但同时，因床枪距布风板较近，每支枪的负荷不能过大，以防止局部热负荷过高而产生结渣甚至烧坏风帽。

2. 循环流化床锅炉油燃烧器常用组合方式

燃烧器的形式主要根据燃用煤质来选择。国内CFB机组的燃用煤质多为劣质煤，包括褐煤、贫煤、无烟煤、煤矸石、煤泥及各种混煤。燃用混煤的锅炉燃烧器按混合后的煤质特性参照选取。

循环流化床锅炉各型油燃烧器根据煤种、CFB技术流派及工程实际情况，进行适当组合，形成以下三类炉前油系统：

（1）床下点火技术：仅采用风道燃烧器。

（2）床上点火技术：仅采用床上启动燃烧器及床上启动燃烧器+床枪结合的方式。

（3）床上与床下相结合的点火技术：采用风道燃烧器+床枪、采用风道燃烧器+床上启动燃烧器、采用风道燃烧器+床上启动燃烧器+床枪。

五、底渣冷却和输送系统

（一）底渣冷却系统

根据冷渣器的不同形式，大型循环流化床锅炉机组中常用的底渣冷却系统主要有滚筒式冷渣器系统和风水联合冷渣器系统两类。

1. 滚筒式冷渣器系统

滚筒式底渣冷却系统主要设备为滚筒式冷渣器，还包括与锅炉排渣口相连接的进渣管及阀门、与输渣机相连接的排渣管及阀门、冷渣器冷却水进出口管道及阀门和电控系统等。

滚筒式冷渣器是采用水间接冷却，相关系统示意图如图21-21所示。

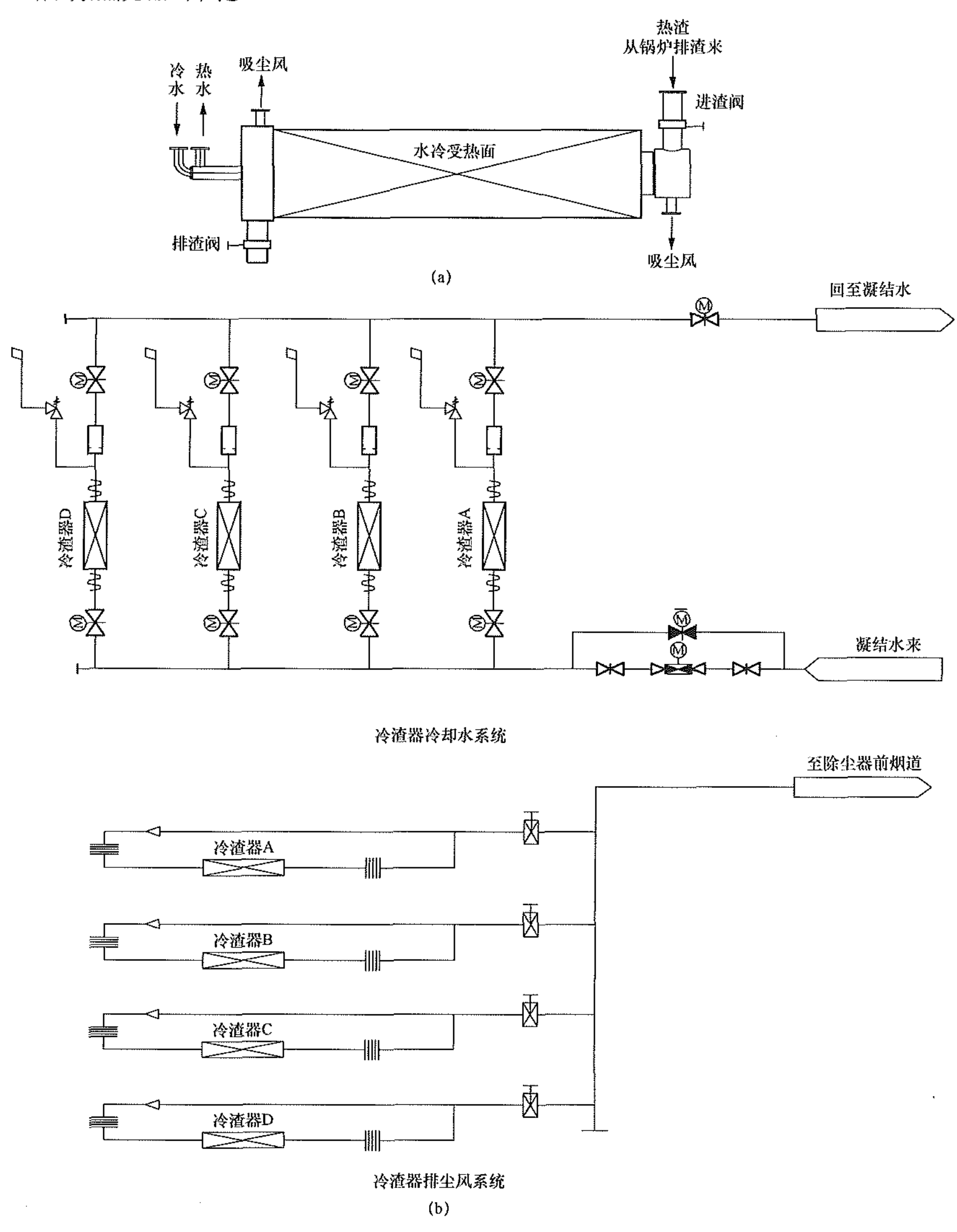


图21-21 滚筒式冷渣器相关系统示意图

（a）滚筒式冷渣器原则性系统图；（b）滚筒式冷渣器水系统和排尘风系统示意图

（1）冷却水系统。滚筒式冷渣器的冷却水可采用凝结水、工业水和闭式水。目前大型循环流化床机组的滚筒式冷渣器多采用凝结水，可将锅炉底渣的热量回收至汽轮机回热系统，有助于提高机组经济性。

（2）排尘风系统。由于锅炉炉膛下部为正压，部分高温烟气随着底渣进入冷渣器。为防止烟气外泄，需要在滚筒式冷渣器上设置吸风口，通常将此吸风口接至锅炉空气预热器出口与除尘器进口之间的烟道上，利用负压将含尘烟气排至烟道。

2. 风水联合冷渣器系统

风水联合底渣冷却系统主要设备为风水联合冷渣器，还包括与锅炉排渣口相连接的进渣管及阀门、与输渣机相连接的排渣管及阀门、冷渣器进出口冷却风管道及阀门、冷渣器冷却水进出口管道及阀门和电控系统等。

风水联合冷渣器是采用风和水联合冷却，冷却系统较滚筒式冷渣器复杂，相关系统示意图如图 21-22 所示。

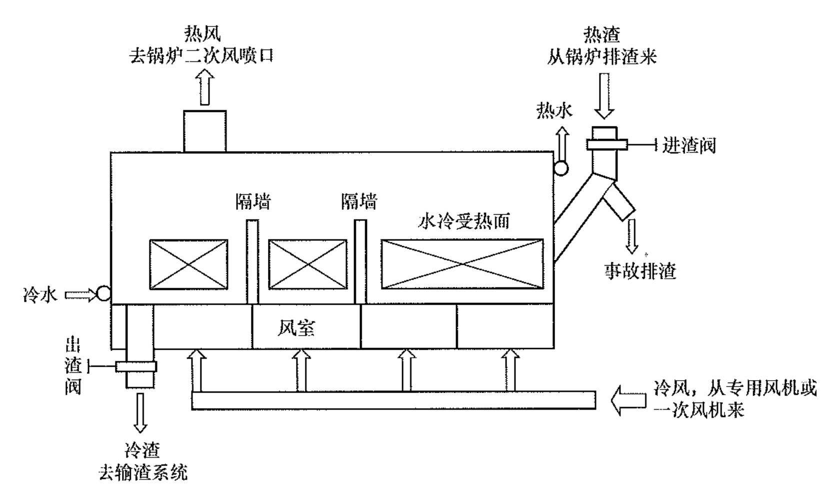


图 21-22　风水联合冷渣器的相关系统示意图

（1）冷却水系统。风水联合冷渣器的冷却水可采用凝结水、工业水和闭式水。目前大型循环流化床机组的风水联合冷渣器多采用凝结水，可将锅炉底渣的热量回收至汽轮机回热系统，有助于提高机组经济性。

（2）冷却风系统。风水联合冷渣器的冷却风来自冷一次风或高压流化风，经冷渣器被加热后返回至锅炉二次风喷口。

3. 底渣冷却系统选择原则

我国循环流化床锅炉主要燃用劣质煤，且煤质来源变化较大，入炉煤粒度难以控制，风水联合冷渣器系统虽然具有换热效率高、出力大的优点，却对炉渣的颗粒度较敏感、较难运行控制，导致其运行效果欠佳。因此，在我国滚筒式冷渣器底渣冷却系统应用较为广泛。

对于灰渣量大、煤质变化频繁的电厂宜优先选择滚筒式冷渣器底渣冷却系统；灰渣量较小，煤质比较稳定的电厂可选择流化床式风水联合冷渣器。

（二）底渣输送系统

常见的底渣输送系统有机械输送系统、水力输送系统和气力输送系统。对于循环流化床锅炉而言，底渣中含有大量的硫酸钙或者亚硫酸钙，遇水结垢性强，不宜采用水力输送系统；底渣颗粒粗，磨蚀性强，采用气力输送难度大，气力输送系统也较少采用；机械输送系统出力大，适应性较强，是常用的循环流化床输送系统。系统流程图如图 21-23 所示。

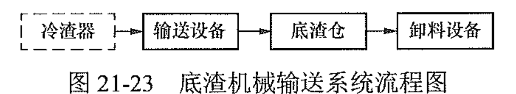


图 21-23　底渣机械输送系统流程图

六、石灰石粉制备和输送系统

（一）石灰石粉制备系统

根据系统原料粒径的不同，石灰石制备系统可分为一级破碎系统、两级破碎系统。

（1）当石灰石原料粒径不大于 30mm 时，宜设置一级破碎设备。系统流程图如图 21-24 所示。

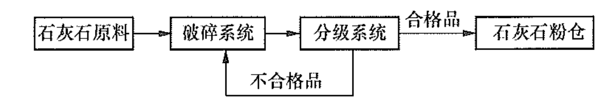


图 21-24　一级石灰石粉制备系统流程图

（2）当石灰石原料粒径大于 30mm 时，应设置两级破碎设备。系统流程图如图 21-25 所示。

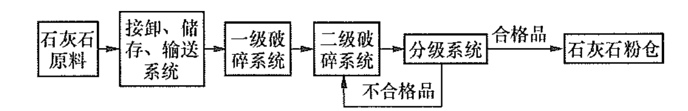


图 21-25　两级石灰石粉制备系统流程图

典型石灰石制备系统图如图 21-26 所示。

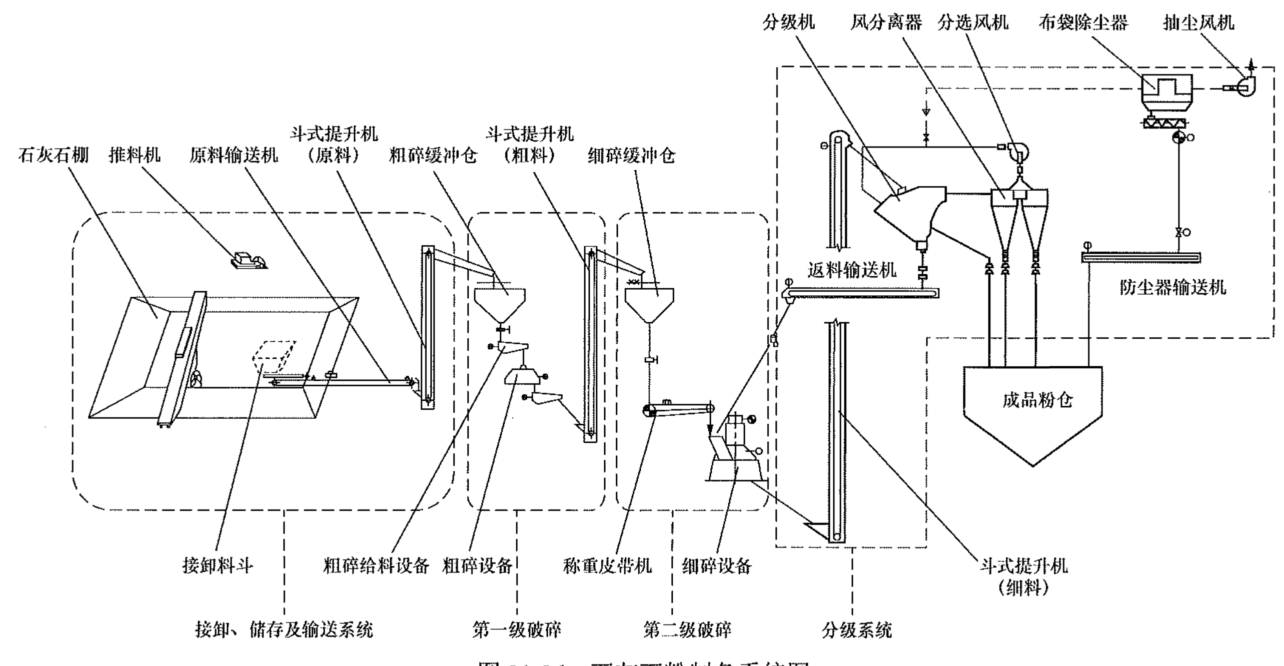


图 21-26　石灰石粉制备系统图

（二）石灰石粉输送系统

石灰石粉输送系统流程图如图 21-27 所示。

典型石灰石粉一级气力输送系统图如图 21-28 所示。

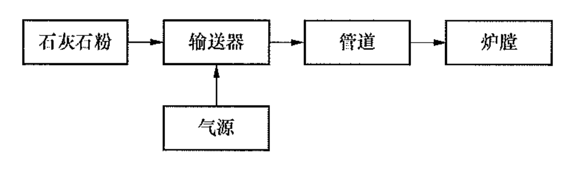


图 21-27　石灰石粉输送系统流程图

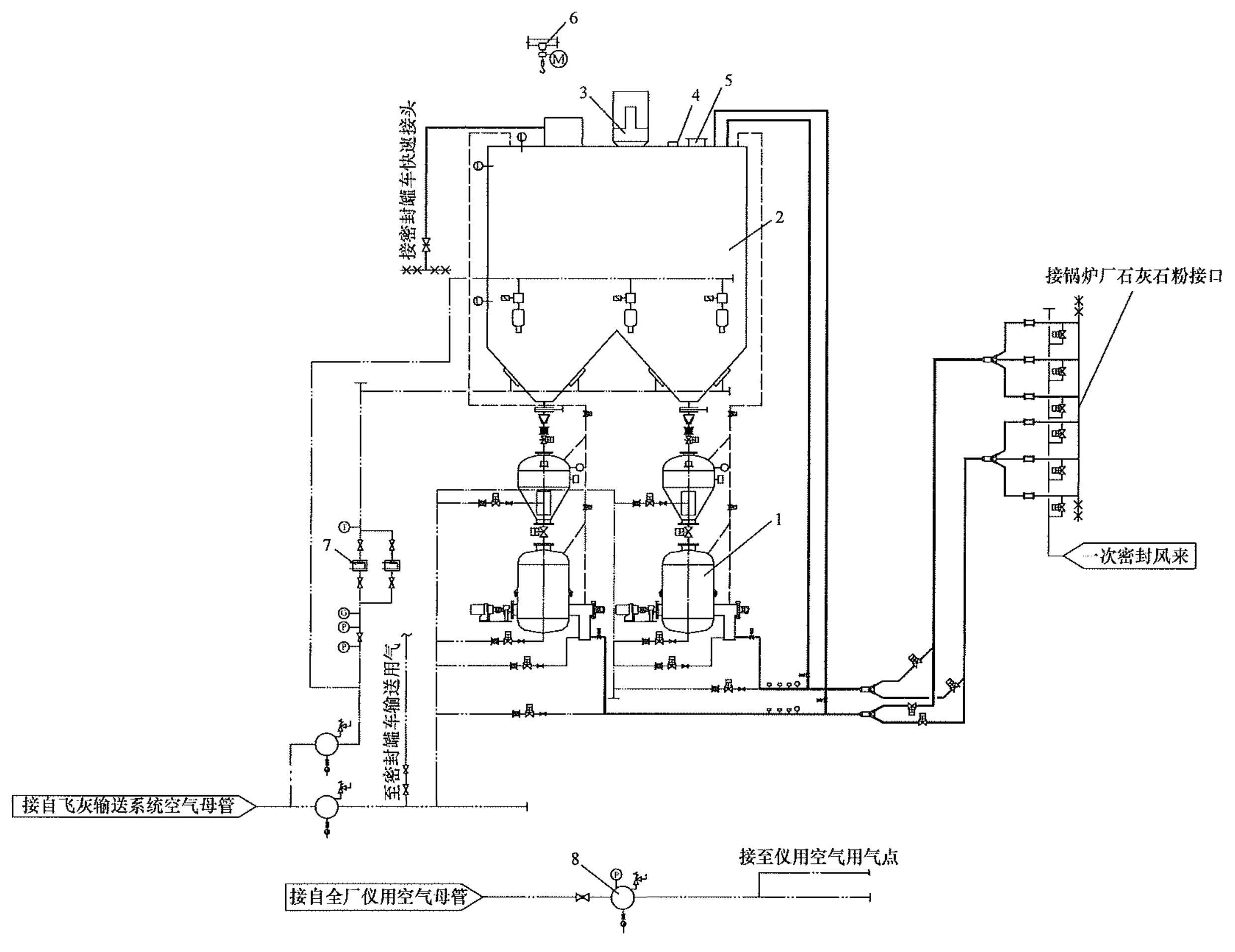


图 21-28　典型石灰石粉一级气力输送系统图

1—仓式螺旋输送泵；2—石灰石粉仓；3—脉冲布袋除尘器；4—压力真空释放阀；5—人孔门；6—电动葫芦；7—电加热器；8—储气罐

七、锅炉紧急补水系统

紧急补水系统可采用单元制和母管制。

（1）单元制：一台锅炉配一套紧急补水系统。

（2）母管制：两台及以上锅炉配一套紧急补水系统。

典型紧急补水系统图如图21-29、图21-30所示。

图21-29所示为：锅炉紧急补水系统主要由一个除盐水箱和一套锅炉紧急补水泵组组成。锅炉紧急补水泵组一般布置于锅炉房附近零米，泵组将水箱中的除盐水送至锅炉省煤器前的给水管道上，向锅炉受热面供水；紧急补水泵中间抽头引出一部分水至锥形阀（若有），作为锥形阀的冷却水。泵出口设有自动三通阀，当泵出口压力高于设定值时，将部分补水回至补水箱，同时作为紧急补水泵每周试运行时的循环回路使用。

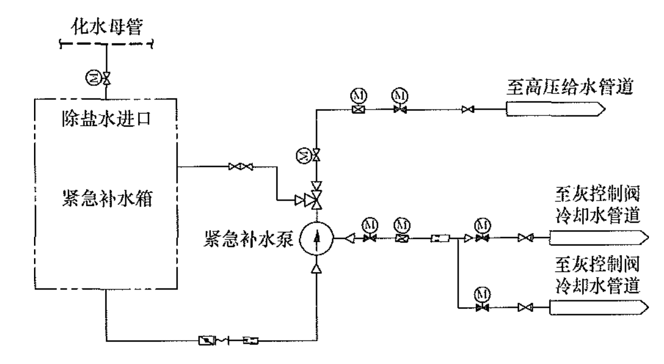


图21-29 典型紧急补水系统图（一）

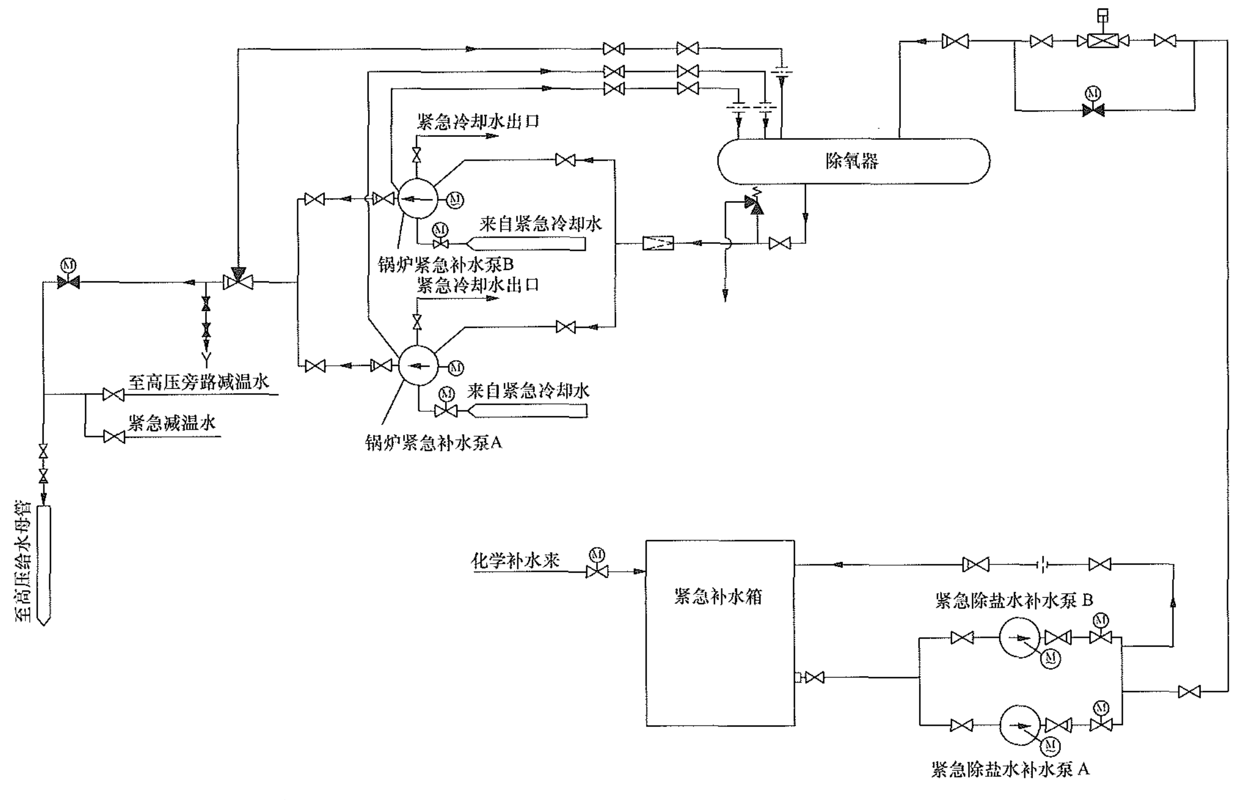


图21-30 典型紧急补水系统图（二）

图21-30所示为：锅炉紧急补水泵组布置于除氧器下游，除盐水箱的除盐水经过紧急除盐水补水泵补至除氧器，除氧器给水至锅炉紧急补水泵入口，再经由泵组送至锅炉省煤器前的给水管道上，向锅炉受热面供水。此外，该系统还向高压旁路及其他减温减压装置提供减温水。该典型系统源自鲁奇CFB锅炉技术流派。

第三节 联 锁 条 件

一、煤筛碎系统

煤筛碎系统的控制纳入运煤系统的程序控制，按运煤系统工艺流程的联锁关系和其他相关运煤设备（包括碎煤机室除尘器）进行联锁。

除煤筛碎系统自身设备发生故障停机外，若联锁的其他运煤设备发生故障时，煤筛碎系统的设备不联锁停机，按正常程序延时停机。

二、给煤及床料系统

（一）给煤系统

1. 机械给煤系统相关的联锁条件

以单级机械给煤系统为例，简述机械给煤系统相关的联锁条件。实际应用中宜根据工程实际情况做适当调整。

（1）给煤机的联锁条件。

1）启动顺序：

气动插板门打开；称重式给煤机启动；原煤仓出口电动煤闸门打开；称重式给煤机在速度控制环下；给煤量投入自动调节（根据锅炉升温、升压曲线调节称重式给煤机转速）。

2）常规操作：

当满足给煤许可条件时，给煤机将煤通过投煤管线送进炉膛。此时：原煤仓出口电动煤闸门（若有）打开；称重式给煤机运行；气动插板门打开。

3）停机顺序：称重式给煤机转速置为最小值；称重式给煤机停机；气动插板门关闭。

4）锅炉停机：停运称重式给煤机。

（2）原煤仓出口电动煤闸门（若有）的联锁条件。

1）用途：用于隔断原煤斗和称重式给煤机。

2）联锁控制：就地或集控室内开启和关闭，称重式给煤机需检修时关闭对应的煤闸门。

（3）称重式给煤机出口气动插板门的联锁条件。

1）用途：用于将给煤系统和锅炉隔断。

2）该门自动开启或关闭条件：

a. 该门自动开启见给煤机启动逻辑。

b. 自动关闭条件（符合下列任一条件）：按动对应给煤机停运开关；主燃料跳闸；对应给煤机跳闸；给煤口密封风压力低于设定值。

（4）煤斗防堵装置。当称重式给煤机发出断煤信号时，相应原煤斗内设置的原煤仓防堵装置启动。当称重式给煤机启动时，延时一定的时间后原煤仓防堵装置停运。

2. 煤泥管道输送系统相关的联锁条件

以某循环流化床电厂煤泥管道输送系统为例说明联锁控制要求，其系统图如图 21-31 所示。

（1）设备启动顺序。依次开启煤泥喷枪密封风及雾化空气→启动液压动力包→启动煤泥泵→启动混合螺旋→启动卸料螺旋→启动滑架。

（2）设备停运顺序。依次停运滑架→停运卸料螺旋→停运混合螺旋→停运煤泥泵→停运液压动力包→关闭煤泥喷枪密封风及雾化空气。

（3）联锁要求。

1）煤泥输送系统中煤泥带式输送机、煤泥料仓、卸料螺旋、料斗、混合螺旋、煤泥泵、除杂装置、输送管道及煤泥喷枪的联锁要求如图 21-32 所示。

2）煤泥滑架清洗加压泵、煤泥管道冲洗泵和煤泥排污泵出口压力在设定时间内不能达到给定值，报警。

3）压缩空气母管压力低于给定值，报警。

4）当其中任一条煤泥输送管线故障时，该条管线输送设备停止，其余三套输送管线煤泥泵调节相应出力，使总出力仍满足原四条管线运行时的煤泥系统出力。

5）考虑到设备运行故障时对系统影响最小，凡能联锁的设备，均应能解除联锁。

（二）床料系统

以应用较广的给煤机机械输送床料系统的联锁条件为例，应用中应以设备制造厂资料根据工程实际情况做适当调整。

（1）称重式给料机、埋刮板式给料机及与其连接的四台称重式给煤机：

1）启动顺序：与埋刮板式给料机连接的四台称重式给煤机对应的气动插板门打开；与埋刮板式给料机连接的四台称重式给煤机启动；埋刮板式给料机出口电动插板门打开；埋刮板式给料机启动；称重式给料机启动；启动床料斗出口电动煤闸门打开。

2）常规操作：启动床料斗出口电动煤闸门打开；称重式给料机运行；埋刮板式给料机运行；埋刮板式给料机出口电动插板门打开；与埋刮板式给料机连接的四台称重式给煤机运行；四台称重式给煤机对应的气动插板门打开。

3）停机顺序：称重式给料机停机；埋刮板式给料机停机；与埋刮板式给料机连接的四台称重式皮带给煤机停机；四台称重式给煤机对应的气动插板门关闭。

（2）启动床料斗出口电动煤闸门的联锁条件。

1）用途：用于隔断启动床料斗和称重式皮带给料机。

2）联锁控制：就地或集控室内开启和关闭，称重式皮带给料机需检修时关闭对应的插板门。

（3）埋刮板式给料机出口电动插板门的联锁条件。

1）用途：用于埋刮板式给料机和与其连接的四台称重式皮带给煤机隔断。

2）该门自动开启或关闭条件：

a. 该门自动开启见埋刮板式给料机启动逻辑。

b. 自动关闭条件（符合下列任一条件）：按动埋刮板式给料机停运开关；埋刮板式给料机跳闸。

三、烟风系统

（一）一次风系统

一次风机应能在集控室进行启、停控制，一次风管道上的电动风门、风机入口导叶调节装置、变频调速装置均应能在集控室进行控制。

（1）一次风机启动允许条件。首台一次风机启动（以一次风机 A 为例）：①引风机 A、二次风机 A 和流化风机在运行；②一次风机 A 入口导叶关；③一次风机 A 出口电动风门打开；④一次风机 A 前后轴瓦温度均正常，冷却水系统工作正常；⑤一次风机 A 电动机前后轴瓦温度均正常（注：④、⑤项以设备制造厂相关数据为准）。

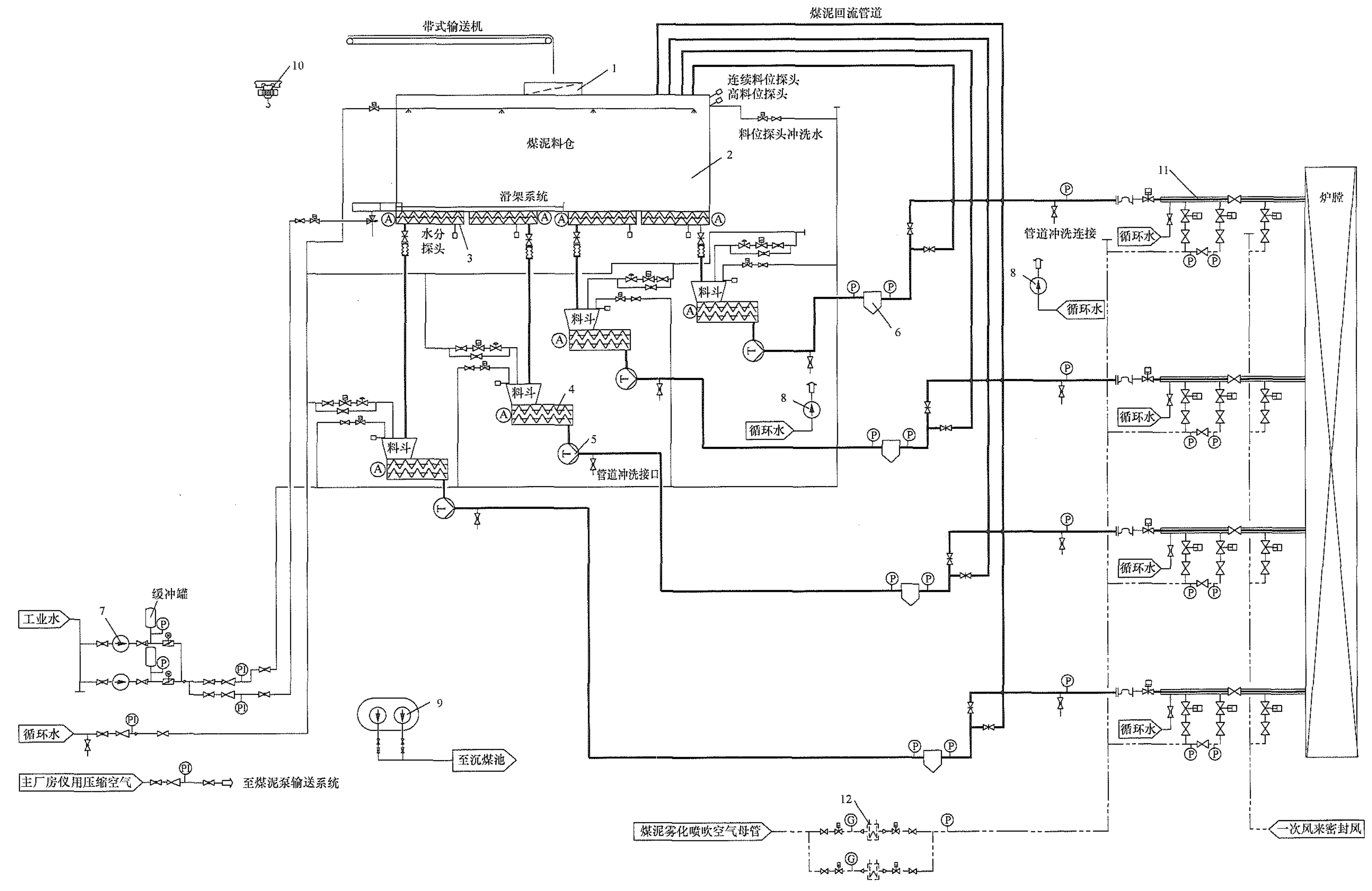
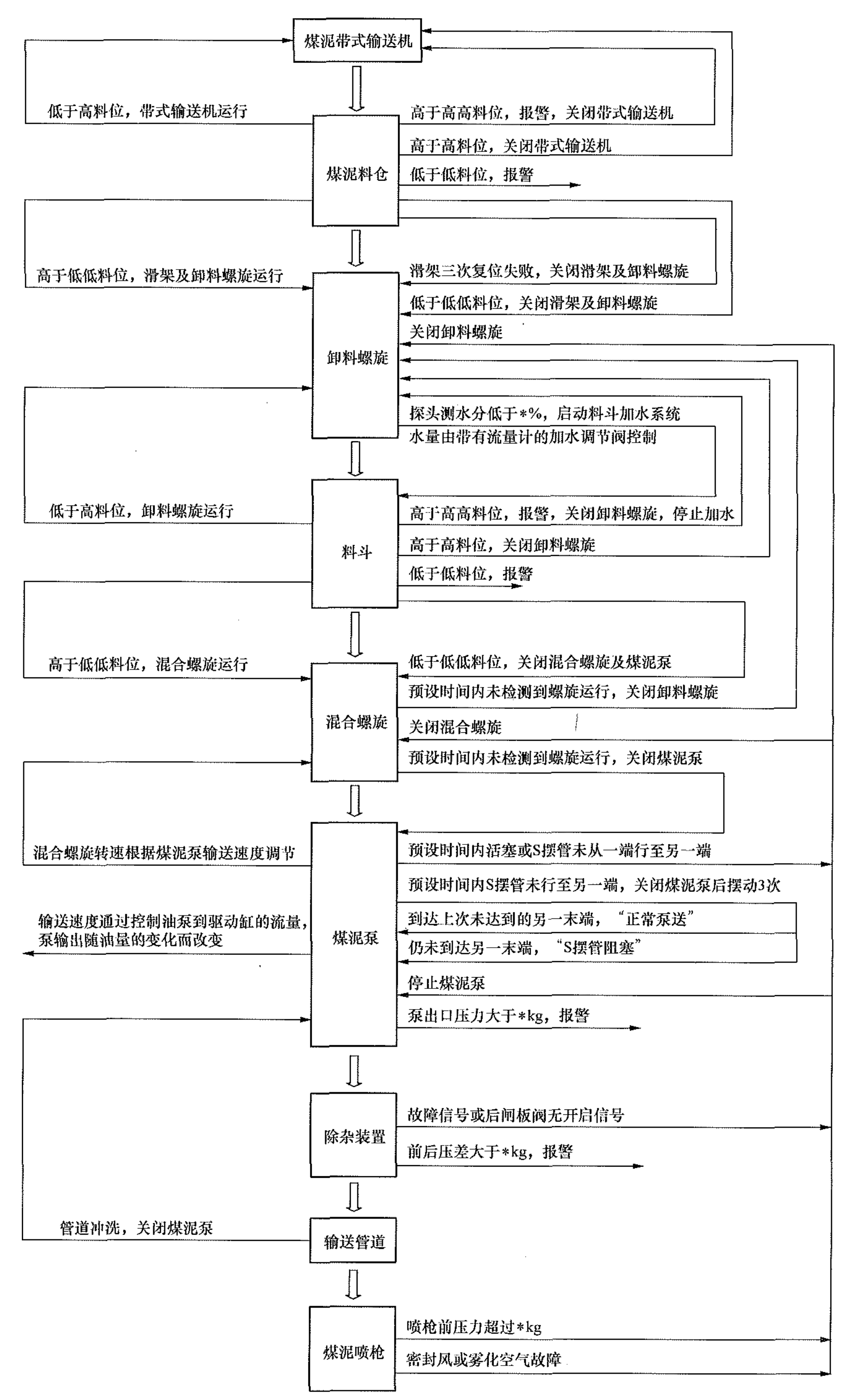


图 21-31　某电厂煤泥输送系统图

1—格栅；2—煤泥料仓；3—螺旋给料装置；4—混合螺旋；5—煤泥泵；6—除杂装置；7—煤泥滑架清洗加压泵；8—煤泥管道冲洗泵；9—煤泥排污泵；10—手拉葫芦；11—煤泥喷枪；12—电加热器



注：图中的参数定值以"*"表示，工程设计中应根据设备具体要求选择各定值。

图 21-32 某电厂煤泥输送系统设备联锁图

（2）第二台一次风机启动：两台、引风机、二次风机和流化风机在运行（注：其他各条同启动一次风机 A）。

（3）一次风机自动切断条件（出现下述一项即自动切断）：①两台引风机均跳闸；②两台二次风机均跳闸；③燃料切断；④一次风机前或后轴瓦温度达到高二值；⑤一次风机轴承振动达高二值；⑥风机产生低压差（失速条件）；⑦一次风机电机前或后轴承温度达

高二值；⑧一次风机电机线圈温度达高二值（注：④～⑧项以设备制造厂相关数据为准）。

（4）一次风机变频器的联锁条件。

一次风机配置变频器，当机组负荷较低时，调整风机电动机的转速，尽量使风机出口风门开度较大，从而节约厂用电。

1）变频器启动条件：当机组负荷增加到设定值时；变频器正常（见设备制造厂资料）。

2）变频器停运条件：当变频器故障时，断开变频器。

（二）二次风系统

二次风机应能在集控室进行启、停控制，风道上的电动风门、风机入口导叶调节装置、变频调速装置均应能在集控室进行控制。

（1）二次风机启动条件。

首台二次风机启动（以二次风机 A 为例）：①引风机 A 在运行；②流化风机在运行；③二次风机 A 入口电动导叶关，出口电动风门打开；④二次风机 A 前后轴瓦温度正常温度均正常，冷却水系统工作正常；⑤二次风机 A 电动机前后轴瓦温度均正常（注：④、⑤项以设备制造厂相关数据为准）。

（2）第二台二次风机启动条件（以二次风机 B 为例）：①两台引风机均在运行；②流化风机在运行；③二次风机 B 启动条件同二次风机 A。

（3）二次风机停止运行条件（出现下述一项即自动停运，详见设备制造厂说明）：①两台引风机均跳闸，二次风机均跳闸，或一台引风机跳闸，同侧二次风机跳闸；②二次风机失速喘振，延时 100s；③二次风机轴承振动达高二值；④二次风机前或后轴瓦温度达高二值；⑤二次风机电动机前或后轴承温度达高二值；⑥二次风机电动机线圈温度达高二值（注：②～⑥项以设备制造厂相关数据为准）。

（4）二次风机自动切断联锁：

1）运行中的 2 台二次风机中任何 1 台停运时：关闭停运二次风机出口挡板；关闭停运二次风机导叶。

2）当 2 台二次风机均事故停运时，联锁停运 2 台一次风机，同时应联锁开启 2 台二次风机的导叶和出口电动挡板门，以利炉膛自然通风散热。

（5）二次风机变频器的联锁条件。

1）二次风机配置变频器，当机组负荷较低时，调整风机电动机的转速，尽量使风机出口风门开度较大，从而节约厂用电。

2）联锁和保护：

a. 变频器启动条件：当机组负荷增加到设定值时；变频器正常（见设备制造厂资料）。

b. 变频器停运条件：当变频器故障时，断开变频器。

（6）二次风机运行过程中不允许关闭相应二次风机出口电动挡板门，该风门在二次风机运行过程中应自动闭锁；当该风机停运后出口电动挡板门的“闭锁”自动解除。

（三）流化风系统

流化风机应能在集控室进行启、停控制，风道上的电动风门、风机入口导叶调节装置均应能在集控室进行控制。

（1）流化风机启动条件（以流化风机 A 为例）：①至少一台引风机在运行；②流化风机 A 进口调节阀及出口电动风门均关闭；③流化风机 A 出口电动排气阀打开；④流化风机 A 前后轴承温度正常，冷却水系统工作正常；⑤流化风机 A 电动机定子温度正常。

（2）流化风机并列运行启动条件（以流化风机 B 为例）：①引风机均在运行；②流化风机 B 启动条件同流化风机 A；③流化风机 B 进口调节阀及出口电动风门均关闭，出口电动排气阀打开；④流化风机 B 前后轴承温度正常，冷却水系统工作正常；⑤流化风机 B 电动机轴承温度正常；⑥流化风机 A 电动机定子温度正常。

（3）流化风机停止运行条件（出现下述一项即自动停运，详见设备制造厂说明）：①两台引风机均跳闸；②流化风机失速喘振，延时 100s；③流化风机支持轴承振动达高二值；④流化风机支持轴承温度达高二值；⑤流化风机电机定子温度达高二值；⑥流化风机电机轴承温度达高二值。

（4）流化风机停止联锁条件。运行中的两台流化风机中任何一台停运时：①关闭停运流化风机出口挡板；②关闭停运流化风机导叶。

（5）风机启动至风机转子达到额定转速后逐步打开进口电动调节阀，当进口打开到大于 30%时，先打开出口电动阀，再关闭电动排气阀，使风机并网运行，鼓风机电动入口蝶阀开度不允许在小于 40%较长时间工作。当风机停车时，打开电动排气阀，关闭出口阀，风机主电动机转动停止后关闭入口阀，排气阀。

（6）流化风机运行过程中不允许关闭相应流化风机出口电动挡板门，该风门在流化风机运行过程中应自动闭锁；当该风机停运后出口电动挡板门的“闭锁”自动解除。

（四）烟气系统

引风机应能在集控室进行启、停控制，烟道上的电动风门、风机入口动叶电动调节装置均应能在集控室进行控制。

（1）引风机启动允许条件（首台引风机 A 为例）：①空气预热器已运行，空气预热器入口电动门开启；②引风机 A 出口烟气电动挡板门开启；③引风机 A 进口烟气电动挡板门关闭；④引风机 A 至少有一台冷却风机运行；⑤二次风机 A、B 出口电动挡板门开；

⑥二次风机A、B入口导叶全开；⑦引风机A轴承温度正常；⑧引风机A电动机轴承与线圈温度均正常；⑨引风机A液压调节油压力正常，风机和电动机润滑油压正常，油站冷却水系统工作正常，润滑油站油箱油位正常（注：⑦～⑨项以设备制造厂数据为准）。

（2）第二台引风机启动：①空气预热器在运行；②有一台二次风机在运行（注：以上①对应引风机A启动第1条，②仅启动第2台引风机有，除此两条外，其他各条同启动首台引风机）。

（3）引风机停运条件：①引风机启动1min后，该引风机入口电动烟气挡板门未打开；②引风机轴承温度（1、2、3点）不小于100℃延时10s停引风机；③引风机电动机轴承温度或线圈温度高二值；④空气预热器停运，延时60s；⑤2台二次风机停运；⑥引风机振动高二值；⑦引风机出现低压差（失速条件）；⑧液压调节油压力低于规定值；⑨润滑油压力低于规定值；⑩FSSS保护跳闸引风机；⑪引风机紧急按钮动作；⑫引风机对应冷却风机全停，延时120s（注：②～⑨以设备制造厂数据为准）。

当2台引风机均停运时，自动停运2台二次风机。引风机停运后，延时2h，停运冷却风机。

（4）引风机油站联锁条件：一台引风机配一个油站，润滑油站和液压调节油站采用整体集装式，提供引风机液压调节油和轴承润滑油。每个油站设2台双联齿轮泵，一运一备，若压力油压低于设定值，则联锁启动备用油泵，该功能在油站就地控制盘实现。

在DCS，运行人员可根据当时运行情况，手动启动油泵。在引风机跳闸，引风机导叶关闭5min后（确定风机轴完全停止转动），才允许人工手动停止油泵。

（5）引风机冷却风机联锁条件：每台引风机设有两台冷却风机，互为备用，当一台冷却风机事故跳闸或引风机轴承温度大于90℃（以设备制造厂数据为准），则自动启动备用风机。

四、锅炉燃油系统

（一）厂区燃油储存及输送系统

如图21-20所示，低压再循环油泵出口的重油，经过燃油加热器的阀门旁路和炉前油系统后，回油至泵组进油母管，形成再循环回路。

联锁条件如下：系统启动初期，锅炉点火需要用油，首先需由一台主油泵向锅炉供油并建立油循环。待锅炉供油点火结束需要切换至打油循环模式时，关闭回至油罐的回油母管上的关断阀，联锁打开回油至供油泵进口的旁路阀，切换至低压循环油泵运行，燃油加热器投旁路，由低压循环泵维持高温高压油的循环，回路中所有阀门全开，低压循环泵只需克服循环回路中的沿程阻力。既节省了电动机功耗也节省了加热蒸汽消耗。当系统需要再次投油时，提前启动一台主供油泵，同时关闭低压循环泵，投入燃油加热器和冷却器，打开回油母管电动关断阀、关闭回油至进油旁路阀的同时适当关小炉前回油调节阀，防止循环油压骤然下降。

当低压循环泵故障，可联锁启动一台主供油泵接替打循环。

（二）炉前燃油系统

炉前油系统的联锁条件由锅炉制造厂提出。

五、底渣冷却和输送系统

（一）底渣冷却系统

炉膛排渣口设有电动关断阀，该阀的控制及联锁见设备制造厂运行说明。

冷渣器控制及联锁按设备制造厂运行说明。

冷渣器进渣管设有事故排渣管，用于冷渣器故障时，事故排渣。排渣管上设有手动排渣门。

冷渣器出渣管，设有2路。1路正常排渣至除灰输渣机；另1路为事故排渣管，用于输渣器故障时，事故排渣。

冷渣器出口事故排渣管上设有电动门，为避免误操伤人，阀门动作时需有人在旁。该电动门只能就地操作，无联锁。就地操作控制箱应远离排渣口。

（二）底渣输送系统

以单套底渣输送系统为例，简述相关的联锁条件。实际应用中宜根据工程实际情况做适当调整。

（1）系统设备的启停顺序：

1）启动顺序如图21-33所示。

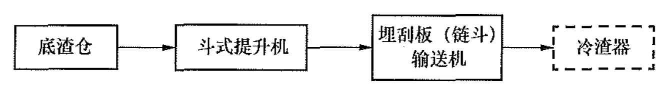


图21-33 底渣输送系统启动顺序

2）停止顺序如图21-34所示。

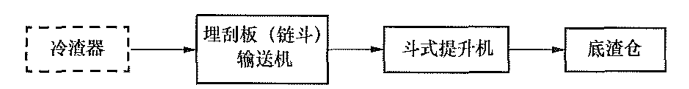


图21-34 底渣输送系统停止顺序

（2）联锁控制：

1）底渣输送系统启动顺序应按斗式提升机、刮板输送机（或链斗输送机）和冷渣器；停运顺序与启动顺序相反。该系统为连续运行。

2）1台炉的所有输送线应自动联锁控制，当一条输送线故障停运时，其余输送线宜平均调整增大出力。

3）输送设备应具备0～100%负荷连续调节控制功能。

4）底渣仓高料位与底渣输送系统和冷渣器运行联锁。

六、石灰石粉制备和输送系统

（一）石灰石粉制备系统

以单套两级石灰石粉破碎系统为例，简述相关的联锁条件。实际应用中宜根据工程实际情况作适当调整。

（1）制备系统启动/停止顺序：

1）启动顺序如图 21-35 所示。

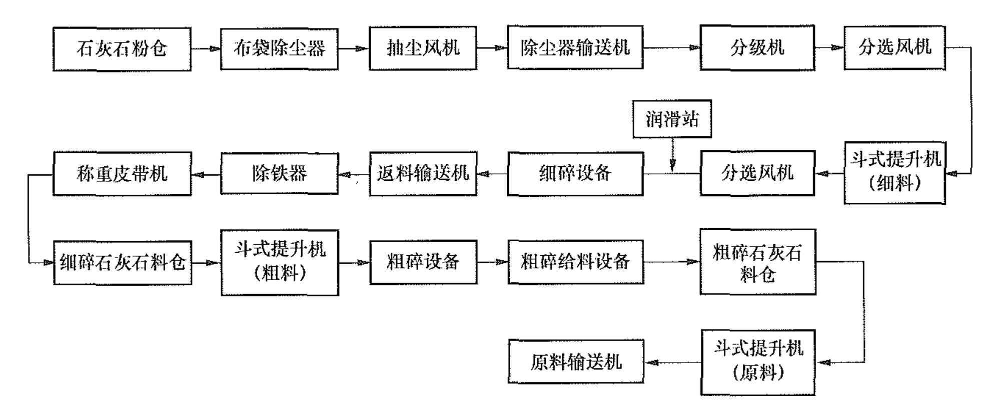


图 21-35 石灰石粉制备系统启动顺序

2）停止顺序如图 21-36 所示。

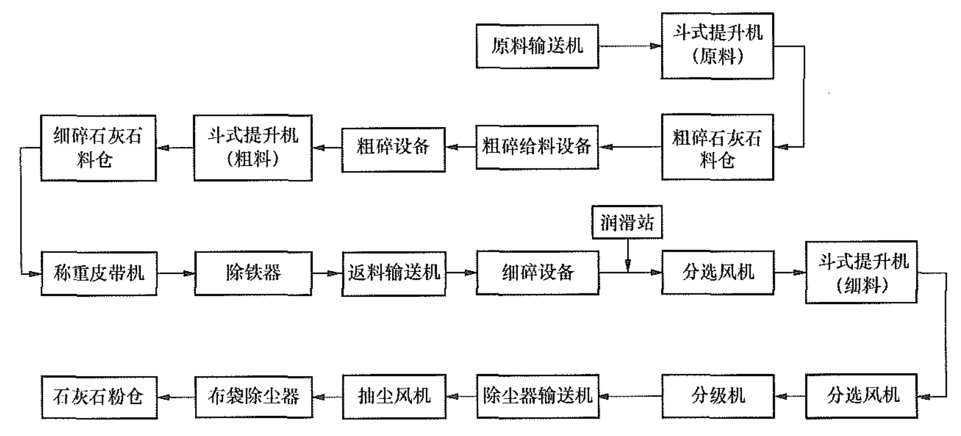


图 21-36 石灰石粉制备系统停止顺序

（2）联锁要求：

1）石灰石接卸、储存及输送系统采用三班制运行方式，每班 6h；石灰石细碎系统采用连续运行方式。在石灰石细碎系统前端设有石灰石料仓，用以缓冲接卸系统与细碎系统的运行时间差。

2）石灰石接卸、储存及输送系统应与石灰石料仓高低料位运行联锁。

3）石灰石细碎系统应与石灰石粉仓高、低料位运行联锁，根据粉仓高低料位实现自动启停。

（二）石灰石粉输送系统

以某工程 3 套石灰石粉输送系统为例，简述相关的联锁条件。实际应用中宜根据工程实际情况作适当调整。

（1）制备系统启动/停止顺序。

1）启动顺序如图 21-37 所示。

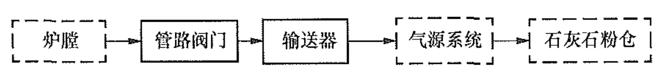


图 21-37 石灰石粉输送系统启动顺序

2）停止顺序如图 21-38 所示。

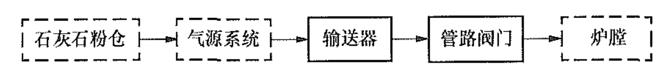


图 21-38 石灰石粉输送系统停止顺序

注：图中虚线框中的内容不属于石灰石粉输送系统。

（2）联锁要求：

1）3 套系统 2 运 1 备，正常运行时，应尽量维持备用系统停运，另外 2 套系统满负荷运行状态，当运行系统故障时，应立即启动备用系统。

2）石灰石粉输送系统应与石灰石料仓高低料位运行联锁。

3）石灰石粉输送系统出力应能实现连续调节，适应机组石灰石耗量的变化。

4）石灰石粉输送系统应与气源系统运行联锁。

七、锅炉紧急补水系统

1. 紧急补水箱进口电动门

（1）该门安装在紧急补水箱进口除盐水管道上，

用于向紧急补水箱提供除盐水。

（2）控制与联锁：当紧急补水箱水位高于设定值时，电动门自动关闭；当紧急补水箱水位低于设定值时，电动门自动开启。

2. 紧急补水泵

（1）每台炉配置一台紧急补水泵，用于向汽包提供紧急补水以及向冷渣器提供紧急冷却水。当锅炉跳闸后，冷渣器的冷却时间应该尽量长。冷渣器的冷却要求详见制造厂相关资料。

（2）控制与联锁：紧急补水泵的正常启动、正常停机均可在就地和控制室操作。

1）紧急补水泵启动准备条件：①紧急补水箱水位正常；②紧急补水泵入口阀门全开；③柴油箱中油位正常，柴油机处于正常备用状态；④紧急补水泵出口调节阀前电动门关闭，调节阀后手动门开启；⑤中间抽头调节阀前电动门关闭；⑥泵内空气排净；⑦紧急补水泵出口最小流量阀全开。以上条件如全部满足，紧急补水泵可进入备用程序，否则，应退出备用状态，并给操作人员显示不满足的信号。

注：柴油机的控制与联锁详见制造厂相关资料。

2）紧急补水泵启动条件（符合下列任一条件）：①2 台电动给水泵均不能正常投入运行；②汽包水位低于低二值且锅炉给水流量低于设定值；③汽包水位低于低二值且持续了 3min；④冷渣器的冷却水系统不能正常投入运行。

3）紧急补水泵启动顺序：①发出“启动”命令；②启动柴油机；③开启紧急补水泵出口调节阀前电动门和调节阀站后电动门，逐步调节调节阀的开度，提高泵的转速；④当泵达到正常转速时，检查泵进、出口压力是否正常，如正常，则完成了启动顺序；⑤开启紧急补水泵中间抽头电动门。

4）泵组报警条件（参考制造厂家说明书）：①控制指令与实际状态有差异（控制指令“拒动”）②泵轴承温度超过设定值；③泵轴承振动超过设定值；④柴油机油箱油位低于设定值。

5）紧急补水泵停运条件（符合下列任一条件）：①泵轴承温度超过设定值；②泵轴承振动超过设定值；③汽包水位高于设定值；④紧急补水箱水位低于设定值；⑤柴油机油箱油位低于设定值。

6）紧急补水泵停运顺序：①停运柴油机，同时全开最小流量阀；②关闭紧急补水泵出口调节阀前电动门和调节阀站后电动门；③关闭紧急补水泵中间抽头至冷渣器的紧急冷却水管道上调节阀前电动门和调节阀后手动门；④关闭最小流量阀。

3. 紧急补水泵中间抽头至冷渣器的紧急冷却水管道上电动调节阀

（1）该门安装在紧急补水泵中间抽头至冷渣器的紧急冷却水管道上，用来调节向冷渣器提供的紧急冷却水量。

（2）控制与联锁：机组跳闸而冷却水系统中断的情况下，该阀通过冷渣器出口的回水温度自动调节输送至冷渣器的流量，以冷渣器出口的回水温度在正常范围。

报警：冷渣器出口的回水温度高于设定值。

4. 紧急补水泵出口至高压给水管道上电动调节阀

（1）该门安装在紧急补水泵出口至高压给水管道上，用来调节向汽包提供的紧急补水量。

（2）控制与联锁：在机组跳闸而给水系统中断的情况下，该阀通过汽包水位自动调节输送至汽包的流量，以维持汽包的正常水位。

报警：①汽包水位高于设定值；②汽包水位低于设定值。

注意泵出口调节阀应保证能在任何工况下（即使全厂失电）均能使用。

第四节　设备选型

一、煤筛碎系统主要设备选型

（一）设备出力的确定

设置单套细筛、碎设备对应一路上煤系统时：细筛煤机额定出力应与上煤系统额定出力一致，二级碎煤机额定出力宜为上煤系统额定出力的 0.7～1.0 倍。

当设置多套细筛、碎设备对应一路上煤系统时：细筛煤机总额定出力不应小于上煤系统额定出力。每台二级碎煤机额定出力宜为对应的细筛煤机额定出力的 0.7～1.0 倍。

细筛碎设施的出料粒度应满足 CFB 锅炉对燃料的粒度级配要求。

（二）设备的选择

循环流化床发电厂常用的细筛煤机类型有：高幅振动筛、高幅概率组合筛、双转式滚筒筛、交叉筛、弛张筛、条网极能筛等，工程应根据煤种、煤质、粒度级配、检修维护等具体情况确定最适应的细筛煤机类型。

循环流化床发电厂常用的细碎煤机类型有：齿辊式破碎机、可逆锤击式破碎机，工程应根据煤种、煤质、粒度级配、检修维护等具体情况确定最适应的细碎煤机类型。

二级碎煤机宜采用可逆锤击式破碎机。

二级碎煤机的额定出力确定还应充分考虑来煤中杂物、水分等对其出力的影响。当在来煤较为黏结或二级筛煤机难以保证筛分效率时，二级碎煤机的额定

出力不宜小于对应的二级筛煤机的额定出力。

系统可根据煤质、二级碎煤机设备类型等实际情况，考虑增设第三级筛煤机控制出料粒度。第三级筛分设备的分选粒度时，可比 CFB 锅炉要求的物料粒度尺寸略为放大，以减少不合格物料的排除量。

二、给煤及床料系统主要设备选型

（一）原煤仓

1. 原煤仓数量及容量

根据锅炉给煤口数量及位置，并结合主厂房布置确定，不少于 2 个，宜设置 4 个。原煤仓的总有效储煤量宜按设计煤种满足锅炉最大连续蒸发量 6h 以上的耗煤量设计。原煤仓的储煤量还应结合工程运煤系统运行方式、电厂运行班次进行综合考虑。

2. 原煤仓类型

由于没有制粉系统，原煤仓所储入炉煤粒度远小于煤粉锅炉原煤仓的储煤粒度，更易造成原煤仓堵煤，因此，原煤仓应充分考虑防堵措施，设置防堵装置。

（二）给煤机

1. 给煤机的类型

给煤机的类型有称重式皮带给煤机、链式刮板给煤机、圆盘给煤机、螺旋给煤机等，常用的是前两者。首级给煤机宜采用称重式皮带给煤机，之后各级宜采用链条式刮板给煤机。

2. 给煤机数量及容量

带外置床且采用裤衩腿双布风板形式的循环流化床锅炉机组，宜配置 4 条 50%锅炉最大连续蒸发量所需设计煤种耗量的给煤线路。

对于其他形式的循环流化床锅炉，当给煤线路为 4 条及以下时，其炉前给煤系统的设计出力宜为当 1 条给煤线路设备故障时，其余给煤线路设备应满足锅炉最大连续蒸发量所需设计煤种耗煤量的要求；当给煤线路为 4 条以上时，其炉前给煤系统的设计出力宜为当 2 条给煤线路设备故障时其余给煤线路设备应满足锅炉最大连续蒸发量所需设计煤种耗煤量的要求。

（三）床料仓

床料仓根据床料添加系统方案设置。如果允许，为节约投资和占地，可由底渣仓兼作床料中转存储用，如采用底渣仓床料仓，底渣仓应设床料专用排出口。床料仓还要综合考虑锅炉需求等，结合料仓结构、经济性等确定。

当单独设置床料仓时，可按以下要求设计。

（1）当无须在线添加时，根据需要决定是否设置床料仓：采用人工添加时，一般不设床料仓。采用气力添加方案时，有效容积可为添加系统出力 8h 的床料量。

（2）当需在线添加时，应设置床料仓，条件允许，可每两台炉设置一台床料仓，容积满足以下要求：采用机械添加方案时，有效容积宜不小于锅炉最大连续蒸发量工况燃用设计煤种时 8h 的床料量；采用气力输送方案时，有效容积可按锅炉最大连续蒸发量工况燃用设计煤种时 24h 的床料量。

（四）煤泥管道输送系统主要设备

1. 接料仓及卸料螺旋

接料仓是一种用于对煤泥进行缓存的钢结构设备，须与卸料螺旋组合使用。

卸料螺旋采用双轴螺旋结构，用于打散煤泥、均匀给料、辅助搅拌，同时可利用自动加水系统调整煤泥含水率。

每台接料仓底部设 2 台卸料螺旋，卸料螺旋出口与煤泥膏体制备机进口连接。接料仓及卸料螺旋外形结构图如图 21-39 所示。

ZHC 型接料仓常用设备选型表见表 21-1，ZLG 型卸料螺旋常用设备选型表见表 21-2。

表 21-1　ZHC 型接料仓常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数（m^3）	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
接料仓	ZHC-20	20	—	5979×4750×2800

表 21-2　ZLG 型卸料螺旋常用设备选型表

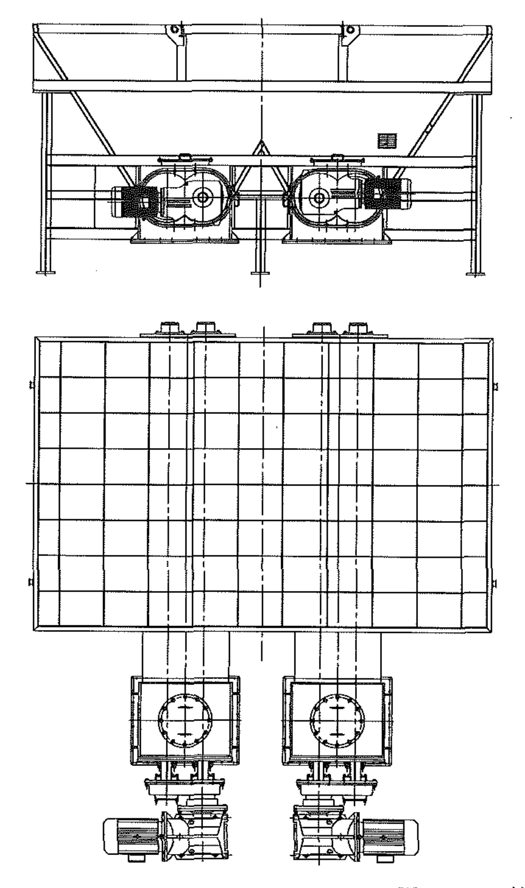
设备名称	型号	规格参数（t/h）	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
卸料螺旋	ZLG400-30	30	30	—
	ZLG400-40	40	37	—
	ZLG400-60	60	45	—

2. 膏体制备机

膏体制备机用于对煤泥进行搅拌，将含有大块物料的板结煤泥变成细碎、合理含水率的均匀膏状煤泥，提高煤泥泵送特性并便于去除杂质，降低系统工作压力。

膏体制备机由破碎、搓和、驱动等部分组成。破碎部分配有搅拌叶片、螺旋叶片等部件；搓和部分配有粉碎刀片等部件，搓和与破碎共用一套电动机、减速器。

ZJL 型膏体制备机常用设备选型表见表 21-3，外形结构图如图 21-40 所示。



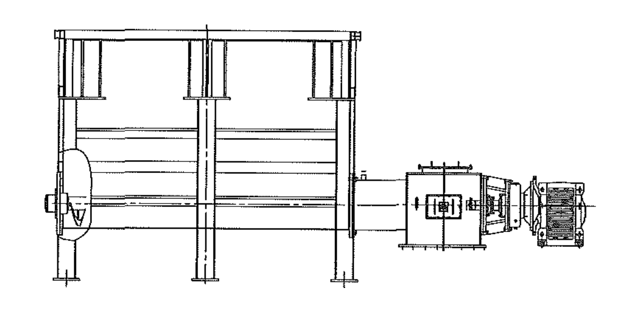


图 21-39　接料仓及卸料螺旋外形结构图

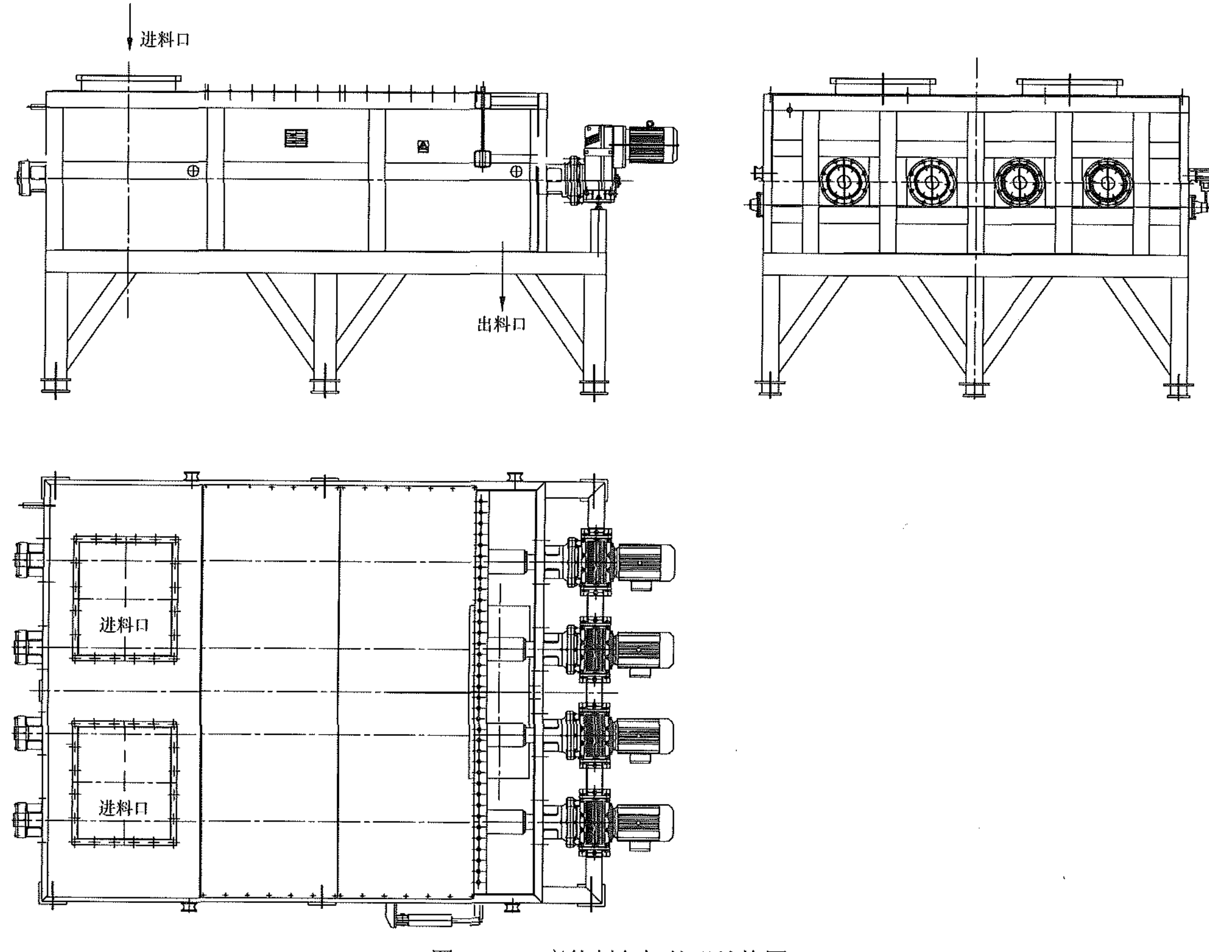


图 21-40　膏体制备机外形结构图

表 21-3　ZJL 型膏体制备机常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数（t/h）	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
膏体制备机	ZJL120	60～90	4×22	6022×3870×3610

3. 振动筛

振动筛用于对煤泥进行除杂，与膏体制备机配套使用。煤泥经筛分后，筛上杂物通过管道落到小推车里，然后经杂物溜槽落到地面，按废弃物运走处理；筛下洁净介质进入煤泥料仓。

ZFD 型振动筛常用设备选型表见表 21-4，振动筛外形结构图如图 21-41 所示。

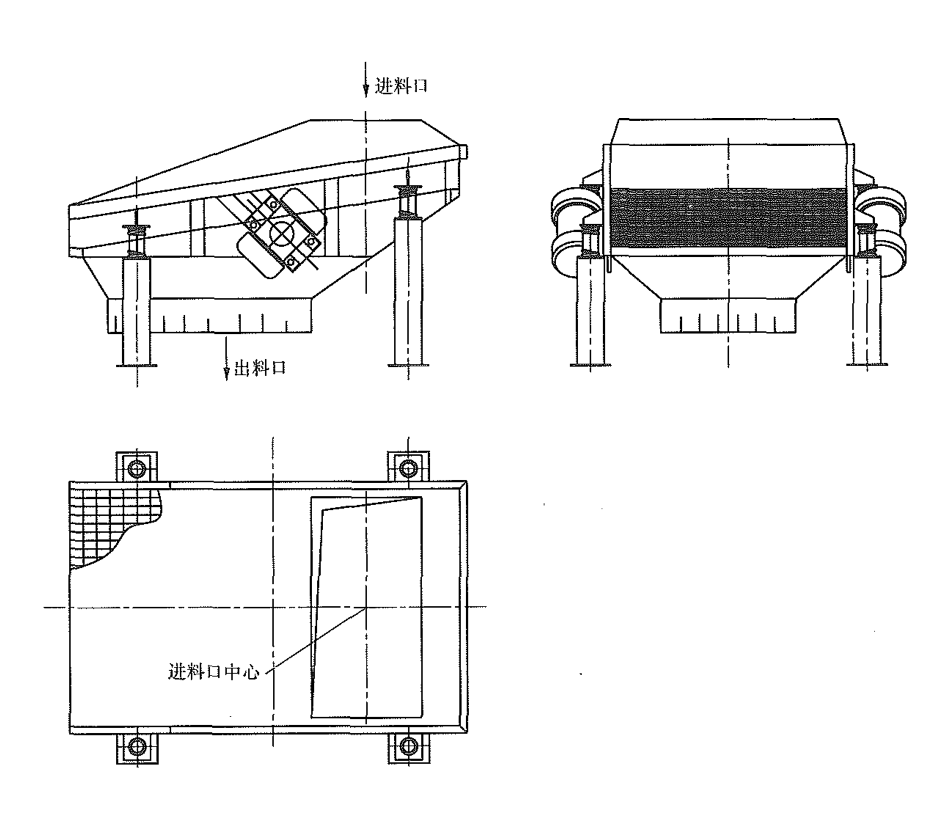


图 21-41　振动筛外形结构图

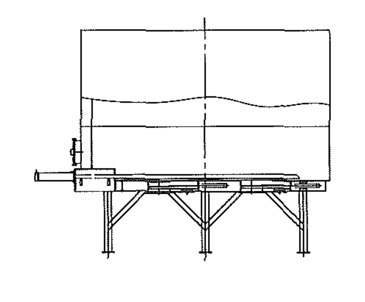
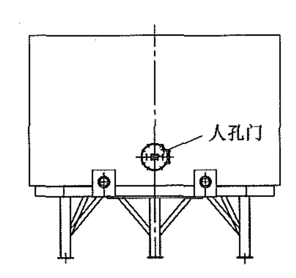
4. 煤泥料仓

滑架式煤泥料仓的主要特点是料仓底部设有椭圆形滑架装置，由液压缸驱动，可在料仓底部前后缓慢运动。滑架式煤泥料仓容积通常不大于 300m³。

表 21-4　ZFD 型振动筛常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数（t/h）	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
振动筛	ZFD120	60～90	2×1.5	2300×1400×1452

滑架式煤泥料仓通过位于料仓底部双布料滑架的推动，使煤泥在料仓中循环流动并均匀分布，可减小物料堆积角对料仓有效容积的影响，并能有效防止煤泥在料仓出口处起拱，确保煤泥连续出料。ZCY 型滑架式煤泥料仓常用设备选型表见表 21-5，典型的滑架式煤泥料仓外形结构图如图 21-42 所示。

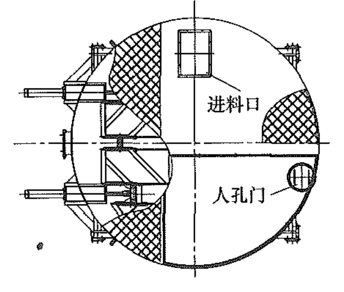


图 21-42　典型的滑架式煤泥料仓外形结构图

表 21-5 ZCY 型滑架式煤泥料仓常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）	备注
煤泥料仓	ZCY150D/7-02Ⅱ	150m³，直径 7m，2 个出料口	11	7000×6320×8130	功率为配套液压站
	ZCY200D/7-02Ⅱ	200m³，直径 7m，2 个出料口	11	7000×7620×8130	
	ZCY250D/8-04Ⅱ	250m³，直径 8m，4 个出料口	11	8000×7390×9010	
	ZCY300D/8-04Ⅱ	300m³，直径 8m，4 个出料口	15	8000×8390×9010	

5. 正压给料机

正压给料机是一种双轴螺旋结构设备，出口与煤泥泵进口连接。采用交错布置的扇形变螺距叶片，通过低速大扭矩伞齿轮减速机驱动齿轮箱的一对直齿轮带动叶片旋转，将煤泥以一定压力喂入煤泥泵料斗。采用变频调速或液压技术，可根据输送量变化适时调整给料量。

ZYQ 型正压给料机常用设备选型表见表 21-6，正压给料机外形和内部结构图如图 21-43 所示。

表 21-6 ZYQ 型正压给料机常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数（t/h）	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
正压给料机	ZYQ20C	20，变频	7.5	6665×1420×636
	ZYQ30C	30，变频	11	6794×1484×680
	ZYQ40C	40，变频	15	7094×1750×720
	ZYQ60C	60，变频	22	7294×1750×720

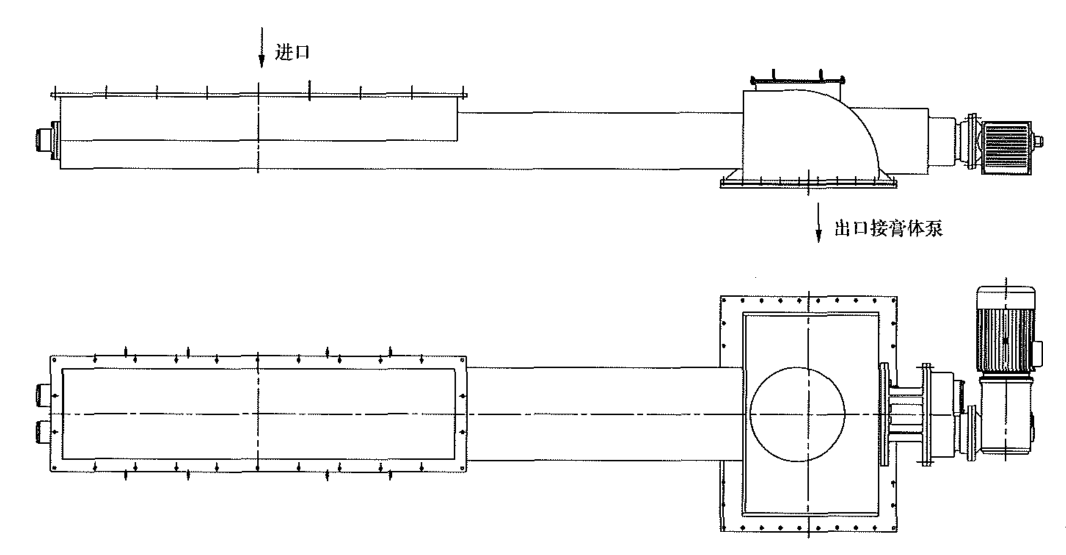


图 21-43 正压给料机外形结构图

6. 柱塞式煤泥泵

柱塞式煤泥泵主要由执行部分、液压动力部分和控制、润滑、冷却部分等组成。执行部分采用双液压缸同步联动，单向阀补油形式，分配阀采用 S 管阀形式，主要磨损密封件采用新型耐磨材料。S 摆阀呈 S 形，其壁厚是变化的，壁厚随磨损的增加而加大。

柱塞式煤泥泵的一个主要特征是包含 S 摆管，其输送缸和出料管连结，保证在无阀输送状态下，煤泥可以被自由连续泵送，并且可通过小于泵出口管径 2/3 尺寸的杂物。S 管阀设有磨损补偿机构，能够自动补偿磨损量。

ZBG 型柱塞式煤泥泵常用设备选型表见表 21-7，ZBG 型柱塞式煤泥泵外形结构图如图 21-44 所示。

表 21-7 ZBG 型柱塞式煤泥泵常用设备选型表

设备名称	型号	规格参数	电动机功率（kW）	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
煤泥泵	ZBG20/8D	20t/h，8MPa	90	955×1450×4300
	ZBG20/12D	20t/h，12MPa	132	955×1450×4300
	ZBG30/8D	30t/h，8MPa	110	1100×1550×4600
	ZBG30/12D	30t/h，12MPa	160	1100×1550×4600
	ZBG40/8D	40t/h，8MPa	160	4930×1750×1310
	ZBG40/12D	40t/h，12MPa	250	4930×1750×1310
	ZBG60/8D	60t/h，8MPa	250	4930×1750×1310
	ZBG60/12D	60t/h，12MPa	90+250	4930×1750×1310

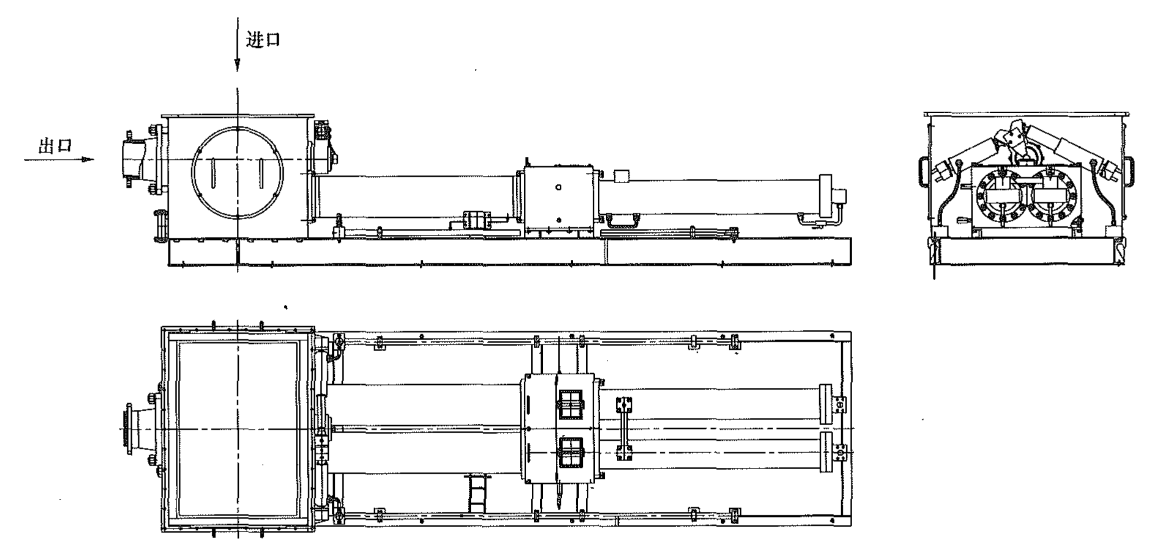


图 21-44　ZBG 型煤泥泵外形图

7. 螺旋卧式给料器

螺旋变频卧式给料器为一种安装于锅炉侧面，用于向锅炉炉膛内喂料的机械装置，每个给料点设一台，采用水冷方式冷却。

给料器采用无轴螺旋结构形式，以减速电动机为驱动力，入料端与输送管道连接，出料端通过锅炉侧壁进入锅炉内壁，依靠螺旋的旋转速度使煤泥在脱离管口时具有约 0.8m/s 的初速度；给料器前端设有三通球阀连接清洗回流管，通过转换球阀位置，使输送管路与清洗回流管导通，可进行管路清洗。

ZRW 型螺旋变频卧式给料器常用设备选型表见表 21-8，螺旋变频卧式给料器外形结构图如图 21-45 所示。

表 21-8　ZRW 型螺旋变频卧式给料器常用设备选型表

序号	项目	单位	技术参数		
1	型号		ZRW150	ZRW200	ZRL250
2	额定处理能力	t/h	10	20	30
3	出料管通径	mm	150	200	250
4	外形尺寸（长×宽×高）	mm×mm×mm	990×385×435	1050×450×500	1110×520×570

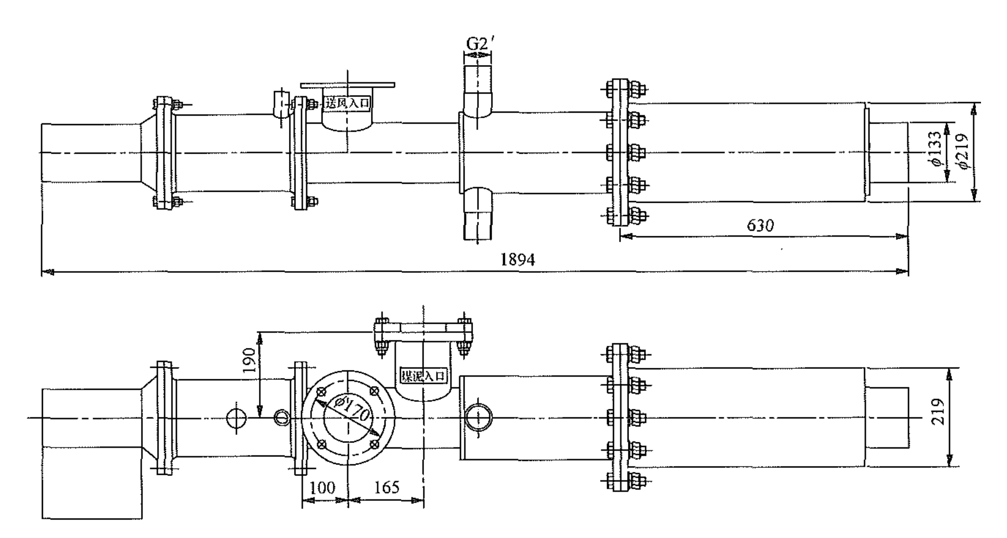


图 21-45　螺旋变频卧式给料器外形结构图

三、烟风系统主要设备选型

（一）一次风机

1. 一次风机的类型、台数及调节方式

一次风机类型：一次风机风量大、风压高，宜选用调速离心式风机。

一次风机台数：每台锅炉宜配置 2 台 50%容量的一次风机，不设备用。

一次风机调节方式：离心式风机的调节方式一般有风机进口挡板调节、风机进口导叶调节和变转速调节，其中变转速调节包括液力耦合器调节和变频器调节。宜根据工程具体情况，经过技术经济比较后确定

适合的调节方式。

2. 一次风机的风量及压头

一次风机的基本风量应按锅炉燃用设计燃料计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时锅炉本体用风点所需风量、系统用风量。锅炉本体用风点所需风量由锅炉制造厂提供，主要包括：炉底一次风量、回料风、给料风、空气预热器运行一年后保证的一次风侧净漏风量等；系统用风量主要是给煤机密封风量。

一次风机的基本压头应为燃用设计燃料且在锅炉最大连续蒸发量时锅炉本体阻力及系统阻力。锅炉本体阻力由锅炉制造厂提供，主要包括炉膛压降、布风板压力、挡板阻力、燃烧器阻力、空预器本体阻力、低负荷裕量。系统阻力主要包括设备及风道阻力：消声器阻力、空气预热器入口风道阻力、空气预热器出口至风室阻力。

一次风机选型风量是基本风量加上风量裕量。一次风机的风量裕量不宜低于 20%，宜另加温度裕量，可按夏季通风室外计算温度确定。

一次风机选型压头应为基本压头加上压头裕量。压头裕量宜分段选取：炉膛阻力裕量应由锅炉厂提供；从空气预热器进口至一次风喷嘴出口的阻力裕量宜取 44%，对于裤衩腿双布风板形式锅炉的系统，空气预热器后一次风箱前调节风门的阻力不宜另加裕量；从风机进口至空气预热器进口间的阻力裕量宜取风机选型风量与基本风量比值的平方值。

（二）二次风机

1. 二次风机的类型及台数

二次风机类型：宜采用调速离心式风机。

二次风机数量：每台锅炉宜设置 2 台 50%容量的二次风机，不设备用。

二次风机调节方式：离心式风机的调节方式一般有风机进口挡板调节、风机进口导叶调节和变转速调节，其中变转速调节包括液力耦合器调节和变频器调节。宜根据工程具体情况，经过技术经济比较后确定适合的调节方式。

2. 二次风机的风量及压头

二次风机的基本风量应按锅炉燃用设计燃料时计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时锅炉本体用风点所需风量。锅炉本体用风点所需风量由锅炉制造厂提供，主要包括入炉二次风量、空气预热器运行一年后保证的二次风侧净漏风量等。

二次风机的基本压头应为燃用设计燃料且在锅炉最大连续蒸发量时锅炉本体阻力及系统阻力。锅炉本体阻力由锅炉制造厂提供，主要包括炉膛背压、二次风喷口阻力、挡板阻力、空预器本体阻力。系统阻力主要包括设备及风道阻力：消声器阻力、空气预热器入口风道阻力、二次风风道阻力。

二次风机选型风量是基本风量加上风量裕量。二次风机的风量裕量不宜低于 20%，宜另加温度裕量，可按夏季通风室外计算温度确定。

二次风机选型压头应为基本压头加上压头裕量。压头裕量宜分段选取：炉膛阻力裕量应由锅炉制造厂提供；从空气预热器进口至二次风喷嘴出口的阻力裕量宜取 44%，从风机进口至空气预热器进口间的阻力裕量宜取风机选型风量与基本风量比值的平方值。

（三）引风机

1. 引风机的类型、台数及调节方式

引风机类型：引风机常用类型有静叶可调轴流风机、动叶可调轴流风机和离心式风机。应根据工程具体情况，结合除尘器、二次脱硫系统（若有）等的选型和风机制造能力，经综合比较后确定引风机的类型。

引风机台数：每台锅炉宜设置 2 台 50%容量引风机，不设备用。

引风机调节方式：当选用离心式风机时，其调节方式宜有风机进口挡板调节、风机进口导叶调节和变转速调节，其中变转速调节包括液力耦合器调节和变频器调节。宜根据工程具体情况，经过技术经济比较后确定适合的调节方式。

2. 引风机的风量及压头

循环流化床锅炉配置的引风机风量及压头选择原则与常规煤粉锅炉一致。

（四）高压流化风机

1. 高压流化风机的类型、台数及调节方式

高压流化风机主要有两种类型：罗茨风机、离心式风机。对于大型循环流化床工程，宜选用多级离心式。

高压流化风机台数：具体台数宜根据工程具体情况及风机制造能力，进行技术经济比较后确定，并配置 1 台同容量的备用风机。

高压流化风机调节方式：离心式风机的调节方式一般有风机进口挡板调节、风机进口导叶调节和变转速调节，其中变转速调节包括液力耦合器调节和变频器调节。流化风机不宜采用变转速调节。

2. 高压流化风机的风量及压头

高压流化风机的基本风量按锅炉燃用设计燃料且锅炉在最大连续蒸发量时，锅炉本体用风点所需风量计算。锅炉本体用风点所需风量由锅炉制造厂提供。

高压流化风机的基本压头按锅炉燃用设计燃料计算，应包括锅炉在最大连续蒸发量时锅炉本体阻力及系统阻力。锅炉本体阻力由锅炉制造厂提供，主要包括最大的流化风喷嘴后的炉膛阻力、流化风喷嘴阻力。系统阻力主要包括设备及风道阻力：消声器阻力、流

化风道阻力。

高压流化风机选型风量是基本风量加上风量裕量、选型压头是基本压头加上压头裕量，风量裕量不宜低于 20%，压头裕量不宜低于 20%。

四、锅炉燃油系统主要设备选型

循环流化床锅炉燃油系统主要设备是油罐、供油泵、循环油泵、燃油加热器。

1. 油罐的个数和容量

油罐的个数和容量宜根据单台锅炉容量、煤种、点火方式、油种、燃油耗量以及来油方式和周期等综合因素确定，并应符合下列规定：

（1）轻油宜设 2 个油罐，一个用于进油和脱水，一个用于运行。重油宜设 3 个油罐，一个进油，一个脱水，一个运行。

（2）油罐容量宜符合下列规定：

1）200MW 及以下机组为 2×500m^3。

2）300MW 级机组为 2×800m^3。投运工程中多采用 2×500m^3 的轻柴油油罐。

3）国内现行投运的 600MW 级机组，采用 2×500m^3 的轻柴油油罐，同时为 600MW 机组锅炉和 300MW 机组锅炉提供点火和助燃油。

（3）当机组负荷率较高时，油罐运行时间少，仅一台锅炉的电厂可考虑采用 1 个油罐。

（4）当运输距离较近、交通便利以及机组负荷率较高时，可考虑减小油罐容积，但油罐总容积不宜小于全厂月平均耗油量。

（5）当油罐区距主厂房较远或锅炉台数较多时，可在主厂房设置日用油罐。每炉可设置 1 个日用油罐，也可数台锅炉共用 1 个日用油罐。

2. 供油泵的类型及台数

（1）供油泵类型应根据油质和供油参数要求确定，宜选用离心泵或螺杆泵。

（2）轻油燃油系统宜配置 3×50%或 2×100%容量供油泵，不设置低压循环泵。

（3）重油燃油系统宜配置 3×50%或 2×100%容量供油泵，另配置一台低压循环油泵。循环油泵满足维持最低流速和克服系统沿程阻力。

（4）供油泵的流量裕量不宜小于 10%，压头裕量不宜小于 5%，压头计算中的燃油管道系统总阻力（不含油枪雾化油压及高差）裕量不宜小于 30%。

3. 燃油加热器

对于黏度大、凝固点高于冬季最低日平均环境温度的燃油，其卸油、储油及供油系统应设有加热、伴热和吹扫设施。罐外设置的燃油加热器宜采用露天布置，一般布置在油泵房附近，如条件合适，可布置在锅炉房附近。

五、底渣冷却和输送系统主要设备选型

（一）底渣冷却系统主要设备选型

底渣冷却系统的主要设备是冷渣器。大容量循环流化床锅炉机组常用的冷渣器主要有两大类：滚筒式冷渣器和流化床式风水联合冷却冷渣器。其中滚筒式冷渣器应用最为广泛。

应用较广的滚筒式冷渣器主要有夹套式滚筒冷渣器和膜式滚筒冷渣器。

（1）冷渣器的类型选择。早期引进型循环流化床锅炉，基本上采用流化床式风水联合冷渣器。但我国循环流化床锅炉主要燃用劣质煤，且煤质变化较大、入炉煤粒度难以控制，多数采用风水联合冷渣器的电厂运行情况并不理想。当燃用燃料的折算灰分较大或燃料成灰特性较差且布置允许时，宜选用滚筒式冷渣器。对于煤质来源比较稳定、灰渣量较小等条件适宜时，可采用风水联合冷渣器。

（2）冷渣器台数和容量选择。应根据工程的底渣量，同时结合锅炉类型、排渣方式、锅炉给煤口位置，并考虑冷渣器的设计制造能力后，确定冷渣器的台数和容量。对于裤衩腿双布风板型式循环流化床锅炉机组，锅炉单侧的冷渣器数量不得少于 2 台，当 1 台冷渣设备故障时，同侧的其余冷渣设备能满足锅炉最大连续蒸发量时燃用校核燃料 50%排渣量的要求。对于单布风板型式的循环流化床锅炉机组，锅炉的冷渣器数量不得低于 2 台。当冷渣器数量不多于 4 台，1 台冷渣器故障时其余冷渣设备能满足锅炉最大连续蒸发量时燃用校核燃料 100%排渣量的要求；当冷渣器数量多于 4 台，2 台冷渣器故障时其余冷渣设备能满足锅炉最大连续蒸发量时燃用校核燃料 100%排渣量的要求。

锅炉冷渣器设备总出力不宜小于锅炉最大连续蒸发量时燃用设计燃料排渣量的 150%，且不宜小于燃用校核燃料排渣量的 120%。

冷渣器正常工况排渣温度应小于 150℃。当 1 台冷渣器短时检修或故障时，其余冷渣器排渣温度应小于 200℃。

（二）底渣输送系统的设备

底渣输送系统输送线的设置应根据冷渣器的数量、布置形式以及渣仓布置位置来确定。输送线不设备用；当输送线出现设备故障停运时，其他输送线应共同满足锅炉底渣总设计出力的要求，并留有一定裕量。

底渣输送系统主要设备有：埋刮板/链斗输送机、斗式提升机，底渣仓。

1. 设备要求

（1）底渣输送设备的最高工作温度宜按不低于

200℃设计。

（2）刮板输送机链条宜选择模锻链，链速宜为0.04～0.08m/s。

（3）链斗输送机链条宜选用套筒滚子链，链速宜为0.1～0.25m/s。

（4）斗式提升机链条宜选用套筒滚子链，链速宜为0.20～0.33m/s。

（5）刮板输送机或链斗输送机、斗式提升机宜配置变频调速装置。

（6）底渣仓的设计应符合下列规定：

1）底渣仓的数量应根据渣量、储存时间、输送线的布置情况和运输道路等确定，每台锅炉配置的底渣仓数量宜不大于2台。

2）当底渣仓作为储存渣仓设计时，总有效储量宜为储存锅炉最大连续蒸发量工况燃用设计煤种时14～24h的排渣量；作为中转渣仓设计时，总有效储量宜不小于储存锅炉最大连续蒸发量工况燃用设计煤种时8h的排渣量。

3）底渣仓宜靠近锅炉房布置，汽车通道宜采用贯通布置。

4）底渣仓宜为钢结构仓，直筒部分宜为圆柱体，锥体部分宜为圆锥体。

5）底渣仓最高工作温度宜按不低于200℃设计。

6）底渣仓顶部应设置排气过滤器，最高工作温度宜按不低于150℃设计，粉尘排放浓度应满足国家、地方环保排放要求。

7）底渣仓锥部宜设置助流装置，可采用振打装置或空气炮。

8）底渣仓下卸料设备的型式、出力、数量等设计，应根据渣量、底渣仓结构布置、外部干、湿渣需求、运输设备以及运输条件等因素确定。

9）卸料设备应采取抑尘措施。

10）底渣仓运转层及顶层、扶梯应设置防护栏杆。

2. 设备布置

（1）刮板输送机和链斗输送机宜地上布置。

（2）当采用刮板输送机方案时，斗式提升机进料段布置在地下，斗式提升机基坑应设置防雨和排污措施；当采用链斗输送机方案时，斗式提升机宜地上布置。

（3）北方寒冷区域，底渣仓运转层及以下部分应封闭采暖，顶层设置防雨（雪）棚；严寒地区底渣仓应全封闭并采暖。

（4）在链斗机头部、斗式提升机头部、渣仓顶部宜设起吊设施。

3. 常用MSM型埋刮板输送机的主要技术

常用MSM型埋刮板输送机的主要技术参数见表21-9。

表21-9　常用MSM型埋刮板输送机主要技术参数表

机器型号	MSM20	MSM25	MSM315	MSM40	MSM50	MSM63	MSM80	MSM100	MSM120
槽宽（mm）	200	250	315	400	500	630	800	1000	1200
链条速度（m/s）	0.04～0.08								
输送量（m³/h）	6～26	8～33	12～58	21～85	28～110	35～140	45～171	50～200	65～270
输送距离（m）	≤50								

注　例如MSM25，即指机槽宽250mm水平型埋刮板输送机。

4. 常用TB系列垂直斗式提升机主要技术参数

常用TB系列垂直斗式提升机主要技术参数见表21-10。

表21-10　常用TB系列斗式提升机主要技术参数选型表

设备型号	TB250	TB315	TB400	TB500	TB630	TB800	TB1000
输送量（m³/h）	17	30	50	79	125	205	317
最大提升高度（m）	50						
斗速（m/s）	0.2～0.33						
链条数量	1	2					

5. 常用链斗式输送机的主要技术参数

常用链斗式输送机的主要技术参数见表21-11。

表 21-11　　常用链斗式输送机主要技术参数表

输送机型号			LD400	LD500	LD630	LD800	LD915	LD1000
斗宽		mm	400	500	630	800	915	1000
输送量	250（节距）	m^3/h	30～96	37.5～120	47.3～151	60～192	68.6～219.6	75～240
	315（节距）	m^3/h	26.5～84.8	33.1～106	41.7～133.5	53～169.5	60.6～193.8	66.2～211.8
	360（节距）	m^3/h	27.7～88.6	34.6～110.6	43.6～139.5	55.4～177.2	63.3～202.6	69.2～221.4
链斗运行速度		m/s	0.1～0.25					
输送距离			≤60m					

六、石灰石制备和输送系统主要设备选型

石灰石粉一级制备系统的设计出力可按下列公式计算：

$$G=mkG_s \tag{21-1}$$

$$G_1=\frac{G}{n-n_1} \tag{21-2}$$

式中　G——制备系统设计出力，t/h；

m——锅炉台数；

k——设计裕度系数，取值宜为 1.05～1.2；

n——系统总套数，n 不应不于 2；

n_1——系统备用套数，当 $n<7$，宜取值 1；当 $n>7$，宜取值为 2；

G_s——锅炉最大连续蒸发量工况下每炉最大石灰石粉耗量，t/h；

G_1——单套系统的设计出力，不宜大于 50t/h，t/h。

石灰石制备系统主要设备有柱磨机、分级机，旋风分离器、石灰石粉仓等。石灰石粉输送系统主要设备有输送器。

1. 设备要求

（1）第一级破碎设备宜选用环锤式破碎机，第二级破碎设备宜选用锤击式破碎机，磨制设备宜选用柱磨机。

（2）在磨制（破碎）设备入口前，应设置除铁器。

（3）气力分选系统应采用闭式系统。

（4）瀑流式分级机的分选效率不宜小于 85%。

（5）瀑流式分级机、旋风除尘器及离心风机的通流部件应采用耐磨材质。

（6）石灰石料仓的设计应符合下列规定：

1）当石灰石棚、卸料和转运设备采用三班制运行时，石灰石料仓的有效容积宜满足锅炉最大连续蒸发量工况下燃用设计燃料时 8～10h 的石灰石耗量。

2）当石灰石棚、卸料和转运设备采用二班制运行时，石灰石料仓的有效容积宜满足锅炉最大连续蒸发量工况下燃用设计燃料时 12～14h 的石灰石耗量。

3）石灰石料仓宜采用钢结构仓，直筒部分宜为圆柱体，锥体部分宜为圆锥体。

4）石灰石料仓锥体宜设置助流装置，可采用气化、振打装置或空气炮。

5）石灰石料仓的排气应接至制备站负压吸尘系统。

2. 设备布置

（1）全厂应设置集中的石灰石粉制备站，制备站应采用独立构建筑物，宜靠近锅炉房布置。

（2）制备站应设置负压吸尘系统，将各处溢出的粉尘收集至石灰石粉仓。

（3）制备站内各套制备系统设备宜采用并行布置，每套系统设备宜采用分层布置的紧凑型布置方式。

（4）制备站内通道宽度应根据设备操作、拆装、检修维护和运输条件等确定。设备机组间通道的净距不宜小于表 21-12 中的规定。

表 21-12　　设备机组间通道的净距　　（m）

制备系统出力 Q（t/h）	$Q≤15$	$15<Q≤30$	$30<Q≤50$	$Q≥50$
机组之间、机组与辅助设备之间	1.0	1.2	1.2	1.5
设备与墙柱之间	0.8	1.0	1.0	1.2

（5）柱磨机、分选风机、吸尘风机应采取减震措施，并应在进出口风管上设置耐磨伸缩节。

3. 柱磨机

ZMJ 系列柱磨机技术参数见表 21-13，安装外形如图 21-46 及表 21-14 所示。

表 21-13　　　　**ZMJ 系列柱磨机技术参数表**

型号	生产能力（t/h）	给料口尺寸（mm）	给料粒度（mm）	电动机功率（kW）	电动机转速（r/min）	产品细度（mm）	总重（不含电机、油站）(kg)	外形尺寸（直径×高，mm×mm）
ZMJ750A	8～10	275×680	≤30	75	590	0～1.5	18000	2100×2900
ZMJ900A	15～20	435×880	≤30	110	740	0～1.5	32000	2500×4710
ZMJ1050A	25～30	600×1200	≤30	185	740	0～1.5	48000	2900×5050
ZMJ1150A	40～45	700×1280	≤30	250	740	0～1.5	68000	3500×5480
ZMJ1600A	80～90	880×1685	≤30	450	740	0～1.5	168000	4400×6500

表 21-14　　　　**ZMJ 系列柱磨机安装外形尺寸**　　　　（mm）

型号	D	H	R	L	L_1	L_2	K	F
ZMJ750A	2100	2900	2560	2360	1450	2100	275	680
ZMJ900A	2500	4710	2380	2900	1300	1700	435	880
ZMJ1050A	2900	5050	2650	3350	1300	1900	600	1200
ZMJ1150A	3500	5480	3750	3990	2100	3200	700	1280
ZMJ1600A	4400	6500	3300	4950	3200	5800	880	1685

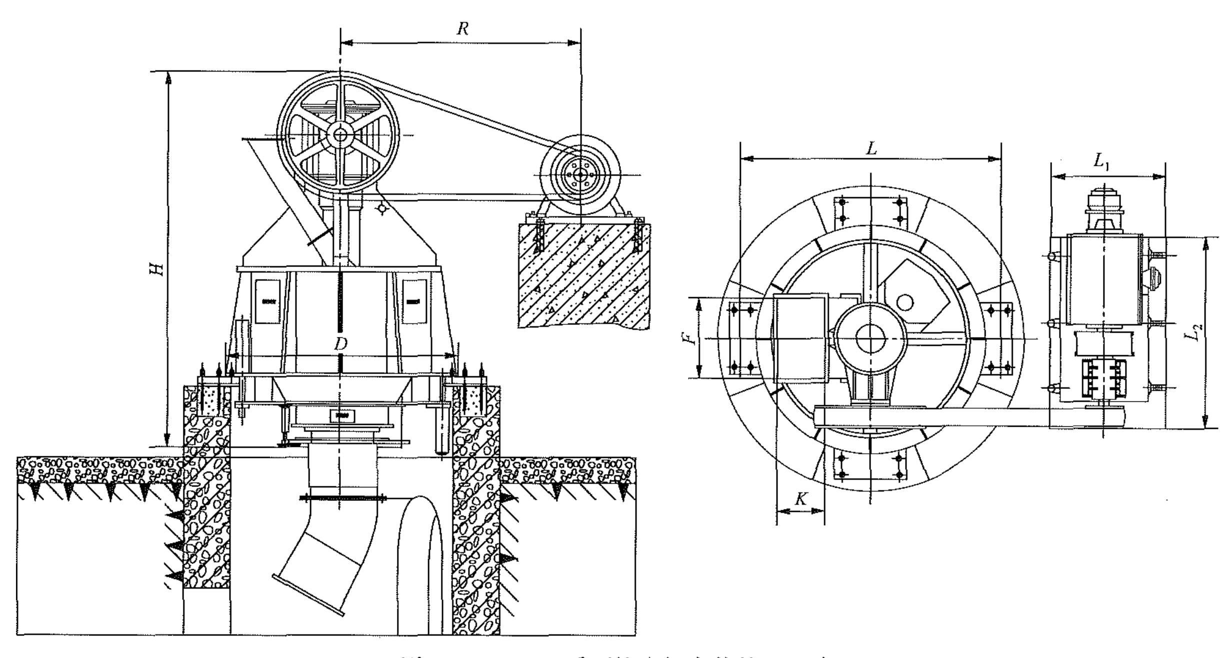


图 21-46　ZMJ 系列柱磨机安装外形尺寸

4. 瀑流分级机

瀑流分级机参数见表 21-15，结构示意图如图 21-47 所示。

表 21-15　　　　**PL 系列瀑流分级机技术参数表**

型号	生产能力（t/h）	给料粒度（mm）	出料粒度（mm）	双旋风分离器型号	配套风机功率（kW）	配套柱磨机型号	外形尺寸（长×宽×高，mm×mm×mm）
PL80	18	≤25	0.1～1.5	XXF10	45	ZMJ750A	2250×720×2320
PL90	25	≤30	0.1～1.5	XXF12	55	ZMJ900A	3220×850×3150
PL100	35	≤30	0.1～1.5	XXF14.5	90	ZMJ1050A	3280×900×3420
PL110	60	≤40	0.1～1.5	XXF18.5	132	ZMJ1150A	3620×1000×4530
PL160	100	≤50	0.1～1.5	XXF20	200	ZMJ1600A	5400×1320×5720

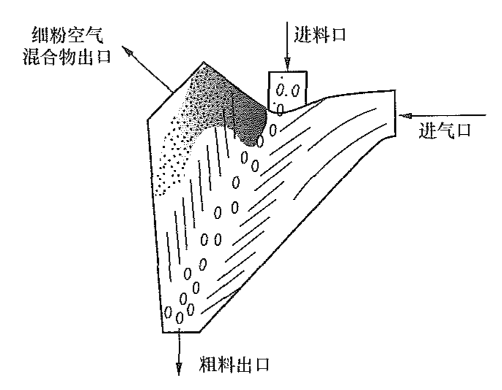


图 21-47　瀑流分级机结构示意图

七、锅炉紧急补水系统主要设备选型

（一）紧急补水箱

1 台或 2 台锅炉设置 1 个紧急补水箱。

紧急补水箱容量应根据锅炉制造厂提供的数据计算确定。当 2 台锅炉设置 1 个紧急补水箱时，紧急补水箱容积应能满足 2 台锅炉同时紧急补水的需要。

紧急补水箱也可与凝结水补充水箱合并设置，可以避免水质变坏定期更换的维护工作，容量应按拟合并水箱中较大者选用。

当化学除盐水箱靠近主厂房时，紧急补水箱宜与除盐水箱合并设置。

紧急补水箱上应配备必要的仪表：包括 1 套用以检测水位的系统，以保证水箱中的容积能够满足紧急情况下所需水量；2 套低水位计，1 套用于报警，1 套用于紧急补水泵跳闸。

（二）紧急补水泵

紧急补水泵的容量应根据锅炉厂提供的数据计算确定。

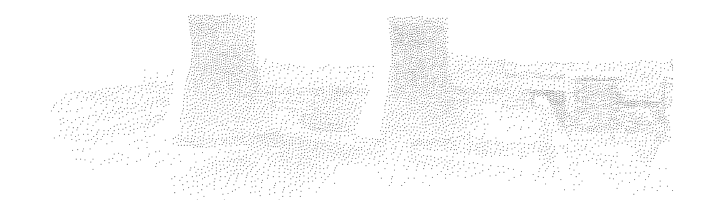
紧急补水系统可采用母管制或单元制，宜设置 1 台紧急补水泵，不设备用泵。

当采用母管制时，容量应为系统所连锅炉需要的紧急补水量之和，并应留有裕量。

紧急补水泵的扬程应为从紧急水箱出口至省煤器入口的介质总阻力和锅炉省煤器入口的给水压力之和，并留有裕量。

当电厂备用电源可靠时，紧急补水泵可采用柴油机驱动或电动机驱动，宜通过技术经济比较确定驱动形式。当电厂备用电源不可靠时，紧急补水泵宜采用柴油机驱动。

由于紧急补水泵为小流量高扬程泵，同等扬程下流量越大泵的制造难度变小，而柴油机容量越大价格越高。因此，当多台机组采用柴油机驱动时，应综合技术经济比较后确定紧急补水泵的台数。



第二十二章

空 气 动 力 计 算

第一节　一　般　规　定

一、烟风系统空气动力计算的一般规定

1. 烟风系统空气动力计算的目的

烟风系统空气动力计算的目的是确定烟风系统管道及其元件、设备、部件总的全压降，为确定送、吸风机设计参数提供依据。

计算工况通常按锅炉最大连续蒸发量、设计煤质、空气预热器运行一年后的制造厂保证漏风量作为基本工况的计算条件。为满足风机选型参数需要，尚需对风机设计点（TB）、锅炉额定负荷（BRL）及单台风机运行等其他工况进行空气动力计算。

2. 高海拔气压修正及静压修正

确定海拔高于 300m 地区的烟风道截面时应考虑大气压力的影响，对气体介质的体积流量进行修正。

烟、风道的体积流量修正系数为$\dfrac{101.3}{p_a}$；流速不作修正。修正系数中的p_a为当地大气压力，单位为kPa。

在阻力计算区段起端和末端的静压和 $p_{s1}+p_{s2}\geqslant$ 5kPa 时，系统阻力的计算应进行静压修正，体积流量、介质密度中的p_a皆以$p_a+(p_{s1}+p_{s2})/2$代替。

3. 介质密度的计算方法

（1）标准密度。

1）对于湿空气，标准密度 $\rho_{aw}^{o}=1.285\text{kg/m}^3$。

2）对燃烧烟气按式（22-1）计算。

$$\rho_{g,0}=\frac{1-0.01A_{ar}+1.306\alpha V^0}{V_{a,wg}} \tag{22-1}$$

式中　α——烟气中的过量空气系数［由于α的改变对$\rho_{g,0}$值影响很小，可将从炉膛到引风机之间任何区段的过量空气系数代入式（22-1）中］；

V^0——标准状态下燃料的理论空气量，m^3/kg；

$V_{a,wg}$——标准状态下计算点的燃烧产物容积，m^3/kg。

3）对湿烟气，可按式（22-2）计算。

$$\rho_{gw,0}=\frac{\rho_{a.dg}+d_V^0}{1+1.243d_V^0} \tag{22-2}$$

$$\rho_{a,dg}=1.446-0.059\alpha$$

式中　$\rho_{a,dg}$——标准状态下过量空气系数α条件下的干烟气密度，kg/m^3；

d_V^0——标准状态下单位体积干气体的含湿量，kg/m^3。

（2）计算密度。

1）空气的计算密度ρ_a及烟气的计算密度ρ_g，按计算区间的平均温度t或θ'（℃）来确定，即式（22-3）或式（22-4）计算。

$$\rho_a=\rho_{aw}^0\frac{p_a}{101.3}\times\frac{273}{273+t} \tag{22-3}$$

或

$$\rho_g=\rho_{g,0}\frac{p_a}{101.3}\times\frac{273}{273+\theta} \tag{22-4}$$

2）计算烟囱自生通风力时，环境空气密度按夏季最热月份平均温度来确定，对锅炉烟风道的自生通风力，可按锅炉厂计算数据或按 20℃时大气密度来确定。

4. 烟气含尘量对阻力计算的修正方法

1）当 $10^3\times\dfrac{\phi A_{ar}}{Q_{net,ar}}>1.435$（$\phi$为燃烧室带出的飞灰份额）时，对除尘器前的烟道阻力计算应考虑烟气含尘量的修正。烟气中含灰浓度按式（22-5）计算。

$$\mu=\frac{A_{ar}\cdot\phi}{100\rho_{g,0}V_{a,wg}} \tag{22-5}$$

2）烟气含尘量对烟道摩擦阻力和局部阻力计算的修正方法，参见本章第三节的相关规定。

5. 烟风系统各区段的压降计算

烟风系统各区段的压降计算以全压降为准，并以不可压缩流体等温流动的能量守恒方程为基础，按式（22-6）计算。

$$\Delta p_t=(p_s+p_d)_1-(p_s+p_d)_2=p_{t1}-p_{t2}=\Delta p-g(Z_2-Z_1)(\rho_a-\rho)$$
$$=\Delta p-p_{sv} \tag{22-6}$$

$$p_d=\frac{\rho w^2}{2}$$

$$p_s=p-(p_0-g\rho_a Z)$$

$$p_t=p_s+p_d$$

$$p_{sv}=g(Z_2-Z_1)(\rho_a-\rho)$$

式中 p_d——动压（速度头），Pa；

ρ——流动介质的密度，kg/m^3；

w——介质流速，m/s；

p_s——静压，为管段或设备内标高为 Z 的给定点处流动介质的绝对压力与同一标高处大气压力之差，可能是正值，也可能是负值，Pa；

p_t——全压，Pa；

p_0——标高为 Z=0 处的大气压力，Pa；

ρ_a——大气密度，kg/m^3；

Δp——气体流经管段或设备的总阻力，Pa；

p_{sv}——自生通风，水平布置的管道、设备中自身通风为零，Pa。

下角标 1 对应于管子区段或设备的始端（入口）截面，角标 2 对应于终端（出口）截面。

在计算自生通风时，可将系统划分为几个介质温度相同的区段分别计算，再求代数和，即为系统总的自生通风。

6. 烟风系统总的全压损失（阻力）的构成

烟风系统总的全压损失（阻力）由下列各项构成：

（1）管道摩擦阻力 Δp_f，即气流流经直通的管道时因气体黏性及与管壁摩擦力所产生的阻力。

（2）管件局部阻力 Δp_v，气流流动时因截面形状或方向变化而引起的阻力。

（3）设备阻力 Δp_e。

（4）气体入口处负压 p_{in}，对烟气系统的计算始点压力一般指炉膛上部负压。

（5）气体出口处负压 p_F，对空气系统的计算终点压力一般指如燃烧器出口处的炉膛负压，该负压系作为阻力的负值出现。

（6）自生通风 p_{sv}，当气流方向向上时，自生通风为正值（+），为阻力的负项，气流方向向下时，为阻力增加项。

二、制粉系统空气动力计算的一般规定

1. 制粉系统空气动力计算的目的

制粉系统空气动力计算的目的是确定制粉系统管道及其元件、设备、部件总的全压降，选择一次风机或排粉机设计参数，并保证以合适的气流速度输送煤粉。

对于直吹式制粉系统，还应进行每台磨煤机后的并列输粉管道间的阻力均衡计算，以保证各管间的煤粉和空气偏差不致过大。

2. 高海拔气压修正及静压修正

确定海拔高于 300m 地区的管道截面时应考虑大气压力的影响，对气体介质的体积流量按修正系数为 $101.3/p_a$ 进行修正；烟、风道流速不作修正，制粉和送粉管道的流速修正系数为（$101.3/p_a$）$^{1/2}$。修正系数中的 p_a 为当地大气压力，单位为 kPa。

在阻力计算区段起端和末端的静压和 $p_{s1}+p_{s2}\geqslant$ 5kPa 时，系统阻力的计算应进行静压修正，体积流量、介质密度中的 p_a 皆以 p_a+（$p_{s1}+p_{s2}$）/2 代替。

3. 制粉系统介质密度

制粉系统各部分管内介质的密度按 DL/T 5415—2012《火力发电厂制粉系统设计计算技术规定》中表 6.1.7 确定。

4. 制粉系统各部分管道中煤或煤粉浓度

进行空气动力计算所采用的系统通过的气体量（输送剂量，以 m^3/h 为单位），按制粉系统热力计算的资料来选用。各部分管道内煤和煤粉浓度，按表 22-1 确定。

表 22-1 制粉系统各部分管道中煤或煤粉浓度

序号	管段名称	公　式	备　注
一	储仓式系统		
1	磨煤机入口段	$\mu'_M=\frac{(1-\alpha\Delta M)(1+K_c)}{g_1(1+0.85K_{le})+\alpha\Delta M}$	α 为入口干燥段失去的水分份额，取 α=0.4
2	磨煤机至粗粉分离器入口管段	$\mu''_M=\frac{(1-\Delta M)(1+K_c)}{g_1(1+0.85K_{le})+\Delta M}$	
3	粗粉分离器出口至细粉分离器入口管段	$\mu''_s=\mu'_{Cyc}=\frac{(1-\Delta M)}{g_1(1+0.85K_{le})+\Delta M}$	
4	细粉分离器出口至排粉机管段、乏气送粉时混合器前管段和乏气三次风管段	$\mu''_{Cyc}=\frac{(1-\Delta M)(1-\eta_{Cyc})}{g_1(1+K_{le})+\Delta M}$	η_{Cyc} 为细粉分离器效率，取 η_{Cyc}=0.85

续表

序号	管段名称	公　式	备　注
5	热风送风时混合器至燃烧器管段	$\mu_{Bur}=\dfrac{\eta_{Cyc}(1-\Delta M)100}{1.285\gamma_{pri}\alpha V^0(100-g_4)}$	γ_{pri}为一次风率，如乏气送粉，η_{Cyc}=1.0
二	直吹式系统		
6	中速磨煤机后至燃烧器管段	$\mu''_M=\dfrac{B_M(1-\Delta M)}{B_M(g_1+\Delta M)+3.6\dot{Q}_S}$	
7	三介质干燥时风扇磨煤机入口混合室至落煤口管段	$\mu'_M=\dfrac{\mu_1 r_{hg}}{(r_{hg}+r_{lg}+r_{ha}+0.3K_{le})}$	
8	三介质干燥时风扇磨煤机落煤管至风扇磨煤机入口管段	$\mu'_M=\dfrac{1+r_{hg}g_1\mu_1-\alpha\Delta M}{(r_{hg}+r_{lg}+r_{ha}+K_{le})g_1+\Delta M}$	α 为入口干燥段失去的水分份额，取 α=0.4
9	三介质干燥时风扇磨煤机出口至燃烧器管段	$\mu''_M=\dfrac{1+r_{hg}g_1\mu_1-\Delta M}{(r_{hg}+r_{lg}+r_{ha}+K_{le})g_1+\Delta M}$	

注 1. 二介质干燥时将序号7、8、9所列计算公式中的冷烟份额r_{lg}替换为冷风份额r_{la}。

2. K_c为磨煤机最佳循环倍率；g_1为制粉系统始端干燥剂量，kg/kg；ΔM为每千克原煤被干燥所蒸发的水量，kg/kg；K_{le}为制粉系统漏风系数；V^0为标准状态下理论（燃烧所需）空气量，m³/kg；B_M为磨煤机原煤出力，t/h；$\dot{Q}_S$为磨煤机密封风量，kg/s；μ_1为高温烟气中飞灰浓度，kg/kg；r_{hg}为热（高温）烟气在干燥剂中的质量份额；r_{lg}为冷（低温）烟气在干燥剂中的质量份额；r_{ha}为热风（高温空气）在干燥剂中的质量份额。

5. 制粉系统各区段的压降计算

制粉系统各区段的压降计算与烟风系统相同，以全压降为准，并以不可压缩流体等温流动的能量守恒方程为基础，详见本章烟风系统各区段压降计算的相关内容。

6. 制粉系统总的全压损失（阻力）的构成

制粉系统总的全压损失（阻力）由下面各项构成：

（1）管道摩擦阻力Δp_f。

（2）局部阻力Δp_v。

（3）设备和部件阻力Δp_e。

（4）煤粉提升的压头损失 Δp_t，为含粉气流上升运动时消耗在煤粉提升上的能量。

（5）煤和煤粉加速的压头损失Δp_r。

（6）气体入口处负压p_{in}。仅在负压制粉系统或采用烟气干燥的系统考虑此项。

（7）气体出口处负压p_F。如燃烧器出口处炉膛负压，此负压是作为阻力的负值出现。

（8）自生通风p_{sv}，当气流方向向上时，自生通风为正值（+），为阻力的负项，气流方向向下时，为阻力增加项。

第二节　烟　风　系　统

一、介质流速的选择

进行空气动力计算之前，应根据气体流量和推荐流速来选择燃烧系统烟风道的截面尺寸。燃烧系统管道中的推荐流速，一般情况下，以DL/T 5121—2000《火力发电厂烟风煤粉管道设计技术规定》中的推荐流速范围作为截面选择的核算依据。

二、烟风道的摩擦阻力

1. 烟风道摩擦阻力的计算公式

烟风道摩擦阻力按式（22-7）计算。

$$\Delta p_f=\lambda\frac{L}{D_e}\frac{w^2}{2}\rho \tag{22-7}$$

式中 λ——气体流动时的摩擦阻力系数；

L——计算长度，若涉及弯管等局部阻力计算管件，需包括这些管件的中心展开长度，m；

w——气体平均流速，m/s；

ρ——气体密度，kg/m³；

D_e——管道当量直径，m。

对于非圆形管道，当量直径按式（22-8）计算。

$$D_e=\frac{4A}{L_c} \tag{22-8}$$

式中 A——管道截面积，m²；

L_c——包容截面积A的周界长度，m。

2. 摩擦阻力系数确定方法

（1）当流动为层流（Re<2000）时，按式（22-9）计算。

$$\lambda=\frac{64}{Re} \tag{22-9}$$

$$Re=\frac{wD_e}{\nu}$$

式中 Re——雷诺数；

ν——气体运动黏度，m^2/s。

（2）当 $Re \geqslant 2000$ 时，按式（22-10）计算。

$$\lambda = \frac{0.303}{(\lg Re - 0.9)^2} \tag{22-10}$$

（3）当 $Re \geqslant 4\times10^3$ 和 Δ/D_e=0.00008～0.0125 时，即包括过渡区在内的整个实用区域内，可按式（22-11）计算。

$$\lambda = 0.11\left(\frac{\Delta}{D_e} + \frac{68}{Re}\right)^{0.25} \tag{22-11}$$

式中 Δ——烟风道内壁绝对粗糙度（Δ 按表 22-2 确定），m。

表 22-2 计算各种通道推荐的绝对粗糙度 Δ 值

通 道 形 式	绝对粗糙度上限值 $\Delta\times10^3$（m）
用焊接钢管制造的管式空气预热器、板式空气预热器、无缝钢管锅炉受热面（外壁）和特殊的空气预热器（已计及沾污影响）	0.2
用钢板制造的烟风道（已计及焊缝影响）	0.4
钢管主烟道	0.12
铸铁板	0.8
锈蚀严重的钢管	0.7
水泥砂浆勾缝的砖壁	0.8～6.0（平均 2.5）
混凝土通道	0.8～9.0（平均 2.5）
玻璃管	0.0015～0.01（平均 0.005）
新的未使用过的无缝钢管	0.02～0.10
使用多年后经过清洗的无缝钢管	＜0.04
受中等腐蚀的无缝钢管	～0.4
表面状态差的、搭接接头不均匀的无缝钢管	≥5.0
新焊接钢管或状态较好的旧管子	0.04～0.10
有相当多沉积的焊接钢管	2.0～4.0
使用中有均匀腐蚀的焊接钢管	0.15
管子连接处无明显不平度、表面状态良好的焊接管	0.3～0.4
有微量沉积的焊接钢管	1.5
新铸铁管	0.25～0.40
有腐蚀或有积垢的铸铁管	1.0～1.5
积垢相当多的铸铁管	2.0～4.0
钢板制成的管子	0.33
表面平整的水泥管或混凝土管	0.3～0.8
表面粗制的水泥管	1.0～2.0
表面中等状态的混凝土管、耐火砖内衬管	2.5
表面粗糙的混凝土管	3～9

（4）对 $Re=4\times10^3$～100×10^3 的工程光滑管，按式（22-12）计算。

$$\lambda = \frac{0.316}{\sqrt[4]{Re}} \tag{22-12}$$

（5）当 $4000 < Re < \frac{560}{\bar{\Delta}}$ 时，流动状态处于完全紊流的过渡区域内，摩擦阻力系数按式（22-13）计算或根据图 22-1 确定。

$$\lambda = \left[2\log\left(\frac{2.51}{Re\sqrt{\lambda}} + \frac{\bar{\Delta}}{3.7}\right)\right]^{-2} \tag{22-13}$$

$$\bar{\Delta} = \frac{\Delta}{D_e}$$

式中 $\bar{\Delta}$——管道内壁相对粗糙度。

（6）当 $Re > \frac{560}{\bar{\Delta}}$ 时，流动状态处于阻力平方区，摩擦阻力系数按式（22-14）计算或根据图 22-1 确定。

$$\lambda = \frac{1}{\left(2\lg\frac{D_e}{\Delta} + 1.14\right)^2} \tag{22-14}$$

（7）对于摩擦阻力在通道总阻力中所占份额不大的烟风道空气动力计算，摩擦阻力 λ 可取为定值，参见表 22-3。

表 22-3 近似不变的摩擦阻力系数 λ 值

通 道 形 式		λ
屏式受热面		0.04
无内衬的钢烟风道		0.02
有内衬的钢烟风道，砖或混凝土烟道	当 $D_e \geqslant 0.9$m 时	0.03
	当 $D_e < 0.9$m 时	0.04
硅石混凝土的烟囱筒身		0.02
砖烟囱和钢筋混凝土烟囱		0.05
金属烟囱	当 $d_0 \geqslant 2$m 时	0.015
	当 $d_0 < 2$m 时	0.02

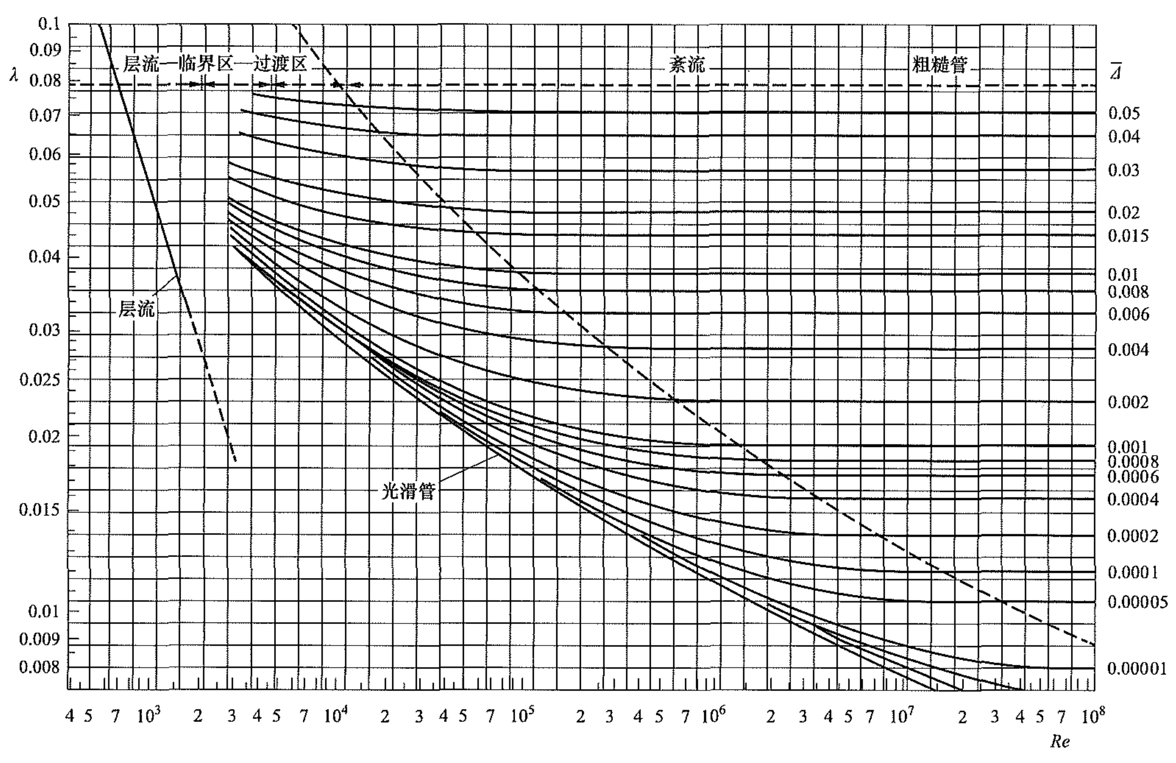


图 22-1 管道摩擦阻力系数曲线

三、烟风道的局部阻力

1. 局部阻力计算式

局部阻力按式（22-15）计算。

$$\Delta p_v = \zeta \frac{w^2}{2}\rho，\text{Pa} \qquad (22\text{-}15)$$

式中 ζ——局部阻力系数，对锅炉机组的烟风道来说由于其尺寸较大，Re 相当大，局部阻力系数通常与 Re 无关。

2. 因截面改变而引起的阻力

（1）一些与截面改变有关的局部阻力系数值，见表 22-4 和图 22-2～图 22-19。与截面改变有关的任何局部阻力，其阻力系数的数值取决于与它所对应的截面，即与它所对应的计算速度。如果需要将阻力系数换算到对应于另一截面的速度时，其换算按式（22-16）计算。

$$\zeta_2=\zeta_1(F_2/F_1)^2=\zeta_1(w_1/w_2)^2 \qquad (22\text{-}16)$$

式中 ζ_1——阻力系数，对应于截面 F_1 的介质速度 w_1。

表 22-4 与截面变化有关的局部阻力系数

序号	名　　称	简　　图	对应于简图中所示速度（在主通道中）的局部阻力系数
1	直边与壁齐平的通道进口	w	ζ=0.5
2	直边凸出的通道进口	δ, w, d, a	当 $\delta/d\approx0$ 时 对于 $a/d\geqslant0.2$，$\zeta\approx1.0$； 对于 $0.05<a/d<0.2$，$\zeta\approx0.85$ 当 $\delta/d\geqslant0.04$ 时，$\zeta\approx0.5$

续表

<table>
<tr><th>序号</th><th>名　　称</th><th>简　　图</th><th>对应于简图中所示速度（在主通道中）的局部阻力系数</th></tr>
<tr><td>3</td><td>圆曲边的通道进口</td><td></td><td>当 r/d=0.05 和边缘与壁齐平时，ζ=0.25；
当 r/d=0.05 和边缘凸出时，ζ=0.4；
不论边缘与壁齐平还是凸出，
当 r/d=0.1 时，ζ=0.12，
当 r/d=0.2 时，ζ=0</td></tr>
<tr><td rowspan="2">4</td><td rowspan="2">带直线形喇叭口的通道进口。
对于矩形通道应按较大的 α 值来确定</td><td>(a) 与壁平齐</td><td><table>
<tr><td rowspan="2">α</td><td colspan="3">ζ</td></tr>
<tr><td>l/d=0.1</td><td>l/d=0.2</td><td>l/d=0.3</td></tr>
<tr><td>30°</td><td colspan="2">0.25</td><td>0.2</td></tr>
<tr><td>50°</td><td colspan="2">0.2</td><td>0.15</td></tr>
<tr><td>90°</td><td colspan="2">0.25</td><td>0.2</td></tr>
</table></td></tr>
<tr><td>(b) 边缘凸出</td><td><table>
<tr><td rowspan="2">α</td><td colspan="3">ζ</td></tr>
<tr><td>l/d=0.1</td><td>l/d=0.2</td><td>l/d=0.3</td></tr>
<tr><td>30°</td><td>0.55</td><td>0.35</td><td>0.2</td></tr>
<tr><td>50°</td><td>0.45</td><td>0.22</td><td>0.15</td></tr>
<tr><td>90°</td><td>0.41</td><td>0.22</td><td>0.18</td></tr>
</table></td></tr>
<tr><td rowspan="2">5</td><td rowspan="2">吸风口</td><td rowspan="2"></td><td>无调节挡板时，ζ=0.2，
有调节挡板时，ζ=0.3</td></tr>
<tr><td>无调节挡板时，ζ=0.1，
有调节挡板时，ζ=0.2</td></tr>
<tr><td>6</td><td>通道出口（烟囱除外）</td><td></td><td>ζ=1.1；当在出口之前装有收缩管（$l \geqslant 20d_e$）时，ζ=1.0</td></tr>
</table>

续表

序号	名　　称	简　　图	对应于简图中所示速度（在主通道中）的局部阻力系数
7	带伞形罩的通道进口	2d；0.3d；$0.4d_{min}$；1.25d；d；15°；w；d	$\zeta_{in}=0.5$；$\zeta_{out}=0.65$　ζ值仅适用于形状如图中所示优化型式的伞形罩
8	带伞形罩的通道出口		
9	带格栅或孔板（锐缘孔口）的通道进口	F_1　F　w	$\zeta=\left(1.707\frac{F}{F_1}-1\right)^2$
10	带一个（第一个）侧面孔口（锐缘）的通道进口	F_1　F　w	当$\frac{F_1}{F}\leqslant0.4$时，$\zeta=2.5\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$； 当$\frac{F_1}{F}>0.4$时，$\zeta\approx2.25\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$
11	带两个对面孔口的通道进口		当$\frac{F_1}{F}\leqslant0.7$时，$\zeta\approx3.0\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$
12	带格栅或孔板（锐缘孔口）的通道出口	F　w　F_1	$\zeta=\left(\frac{F}{F_1}+0.707\frac{F}{F_1}\sqrt{1-\frac{F}{F_1}}\right)^2$
13	带一个（最后的）侧面孔口的通道出口	F　w　F_1	当$\frac{F_1}{F}\leqslant0.7$时，$\zeta\approx2.6\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$； 当$0.7<\frac{F_1}{F}\leqslant1.0$时，$\zeta=3.0\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$
14	带两个对面孔口的通道出口		当$\frac{F_1}{F}\leqslant0.6$时，$\zeta=2.9\left(\frac{F}{F_1}\right)^2$
15	通道内的格栅或孔板（锐缘孔口）	F_1　F　w	$\zeta=\left(\frac{F}{F_1}-1+0.707\frac{F}{F_1}\sqrt{1-\frac{F_1}{F}}\right)^2$

续表

序号	名　　称	简　　图	对应于简图中所示速度（在主通道中）的局部阻力系数
16	全开的插板门，转动的挡板门		ζ=0.1 （关于 ζ 值与挡板门开度的关系应取自制造厂资料）
17	直通道中的收缩管		当 α<20°时，ζ=0；当 α=20°～60°时，ζ=0.1；当 α>60°时，应像截面突然收缩一样，按图22-3来确定。 $\tan\dfrac{\alpha}{2}=\dfrac{d_1-d_2}{2l}$ 当收缩管为矩形截面并在双侧收缩时，尺寸 d 按收缩角较大的一侧来采用

注　δ 为壁厚，mm；w 为介质流速，m/s；ζ，ζ_{in}，ζ_{out} 为局部阻力系数，下标 in 和 out 分别表示通道进口和出口的局部阻力系数；d 为管道内径，下标表示对应的截面，m；d_e 为管道当量直径，m；F 为截面积，下标表示对应的截面，m^2。

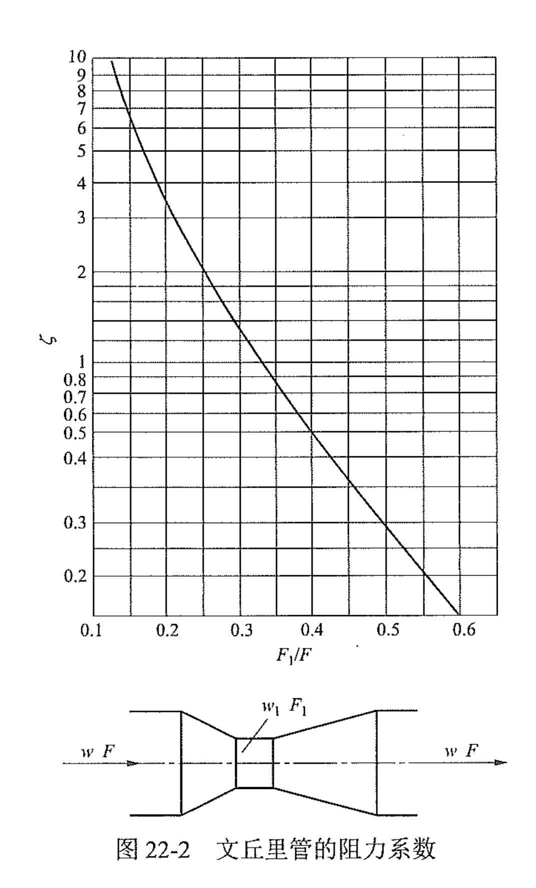


图 22-2　文丘里管的阻力系数

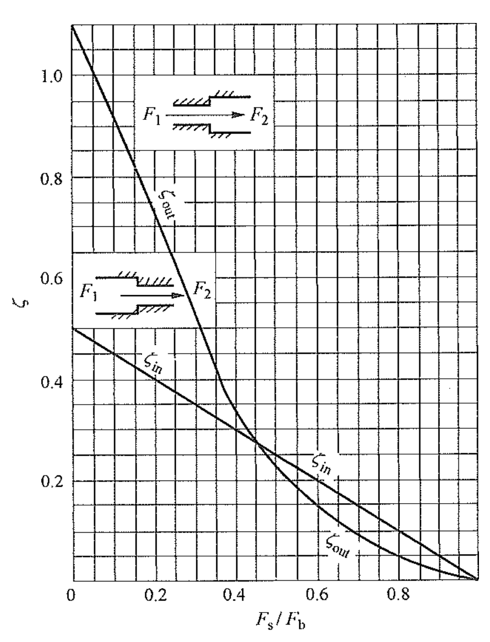
（2）截面急剧改变时的阻力系数，根据截面比按图 22-3 确定。其阻力系数值总是对应于小截面上的速度。

（3）截面平滑变化的扩散管，对应于进口（最大）速度的扩散管阻力系数，按式（22-17）计算。

$$\zeta=\varphi_p\cdot\zeta_{out} \tag{22-17}$$

式中　φ_p ——完全冲击系数，按图 22-4 确定；

ζ_{out} ——截面突然改变时的阻力系数，根据始端截面与终端截面的比值按图 22-3 确定。



注：扩散管 $\Delta p_{out}=\zeta_{out}\dfrac{w_1^2\rho}{2}$；收缩管 $\Delta p_{in}=\zeta_{in}\dfrac{w_2^2\rho}{2}$

图 22-3　截面突然改变时的阻力系数

F_s，F_b—通道的较小截面和较大截面的面积

图 22-4 中，扩散管的扩散角 α，按式（22-18）计算。

$$\tan\frac{\alpha}{2}=\frac{b_2-b_1}{2l} \tag{22-18}$$

塔形扩散的扩散角由侧表面尺寸确定。当扩散角在两个平面内不相等时，φ_p 值按较大的角度来确定。当扩散管被由圆形变为矩形（或正方形）变为圆形的

变径管时，在确定 $\tan\frac{\alpha}{2}$ 的公式中，应以 $2\sqrt{\frac{F}{\pi}}$ 值代替矩形的边长代入（F 为其截面积）。φ_p 值按图 22-4 中的曲线确定。

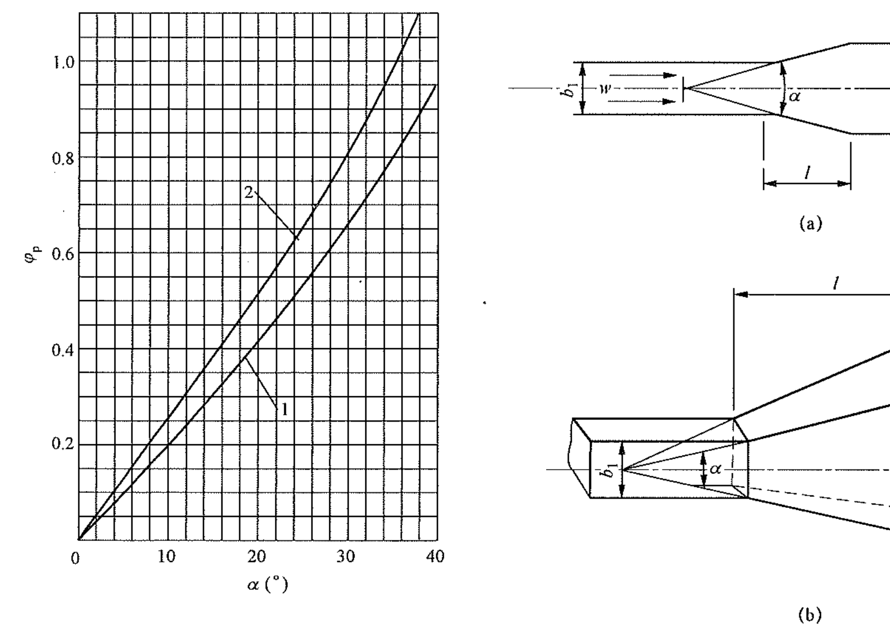


图 22-4　直通道中扩散管的阻力系数

（a）圆锥形和平面形扩散管（曲线 1）；（b）塔形扩散管（曲线 2）

（4）阶梯形扩散管按图 22-5 来选择最佳形状和阻力系数。按整个扩散管给定的出口和进口截面积比值及其相对长度（即扩散管的长度与位于计算的较大扩散角所在平面的进口截面边长之比，而当扩散角相同时，则是对较大边长之比），由曲线图的上半部确定阶梯形扩散管扩散部分的最佳总扩散角；由曲线图的下半部确定具有此扩散角的扩散管的总阻力系数。

图 22-5 中的虚线段相当于在给定的截面比及相对长度下，在没有急剧变径时得到最小的阻力系数，亦即扩散管应做成直线状的情况。因此，对于用虚线表示的区域，最好是采用直线（不是阶梯）形的扩散管。

3. 因流向变化而引起的阻力

（1）通道中所有转弯的阻力系数均按式（22-19）计算。

$$\zeta=\zeta_{\Delta 0}BC \tag{22-19}$$

式中　$\zeta_{\Delta 0}$——转弯的原始阻力系数，与弯头的形状和相对曲率有关，对缓转弯和有圆曲边的急转弯，$\zeta_{\Delta 0}$ 值按图 22-6 确定；对于无圆曲边的急转弯，$\zeta_{\Delta 0}=1.4$。

B——转弯角度修正系数，按图 22-7 中相应的曲线查取，当角度为 90° 时，$B=1$。

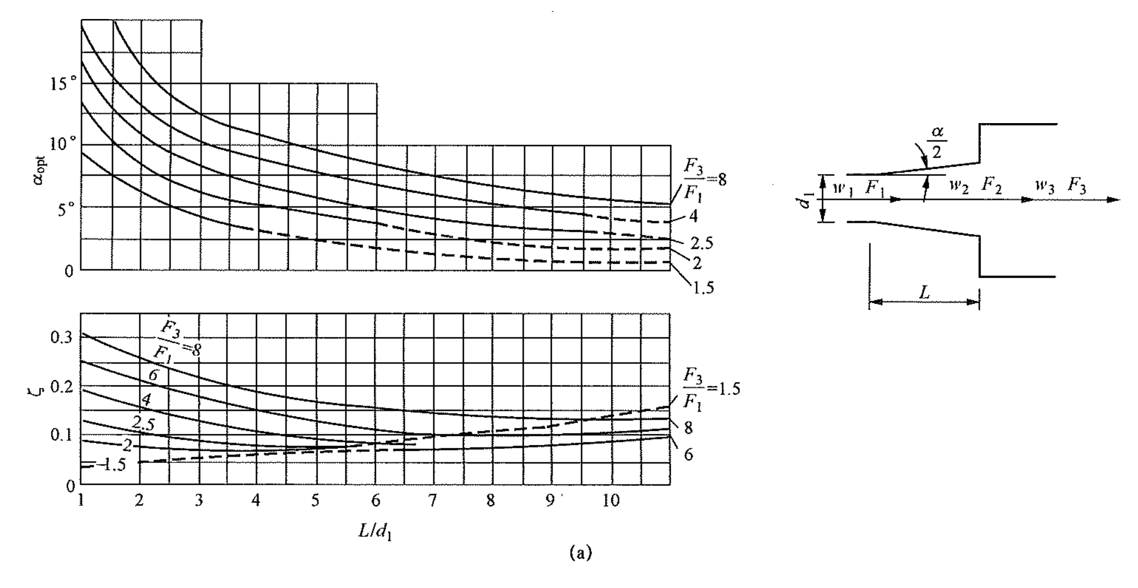


图 22-5　直通道中阶梯形扩散管的阻力系数和最佳扩散角（一）

（a）圆锥形

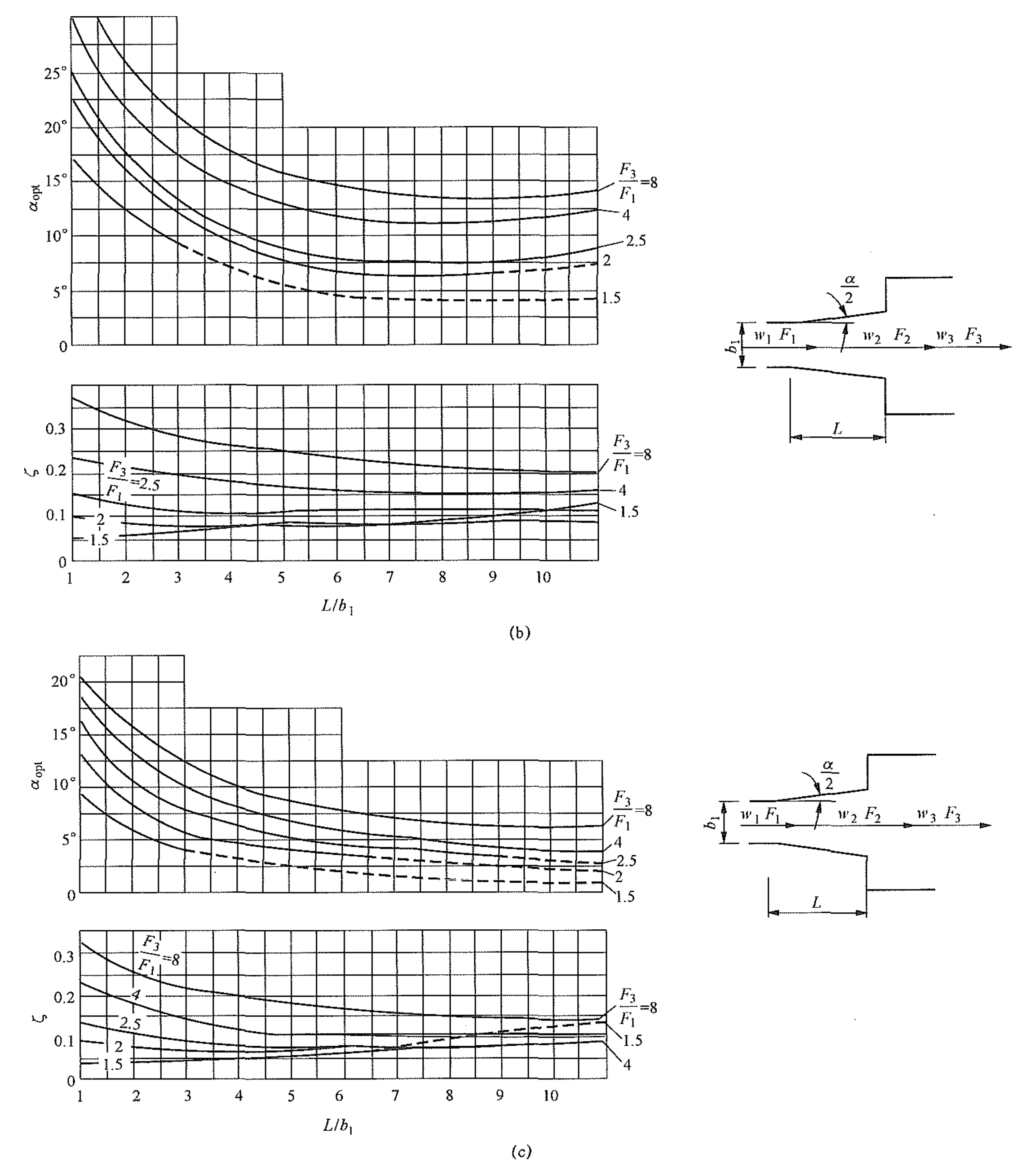


图 22-5 直通道中阶梯形扩散管的阻力系数和最佳扩散角（二）

（b）平面；（c）塔形

C——弯头截面边长比 *a*/*b*（其中 *a* 为与转弯平面垂直的边长）修正系数（对于缓转弯和有圆曲边的急转弯，按图 22-8 上相应的曲线查取；对于圆形或正方形截面，*C*=1；对于尖角边的急转弯，在所有的 *a*/*b* 值下均取 *C*=1）。

缓转弯（平缓的“标准”转弯），指内、外两边的弯曲部分是同心圆弧的一种弯头，其转弯的曲率可以用通道中心线的弯曲半径 *R* 来表示，并有 $R/b \geqslant 0.9$。

急转弯，指外侧边没有弯成圆弧形的转弯，以及两边以相同或相近的半径弯成的转弯称为肘管（急转弯）。不应采用两边均为尖角边的转弯，更不应采用只是外侧边弯曲（$\zeta_{in}=0$ 而 $\zeta_{out}>0$）的转弯。

（2）变截面急转弯（无论是扩散管还是收缩管）对应于弯头小截面处速度的阻力系数按通式计算。$\zeta_{\Delta 0}$ 根据出口截面积 F_2 与进口截面积 F_1 之比按图 22-9 确定。

（3）当在弯头内不是由于截面的变化而是由于流量的变化导致转弯前后速度由 w_1 变成 w_2 的情况下，可以不考虑流量的变化，按等截面的转弯近似地进行计算。

4. 弯管和弯头的组合阻力

连续布置弯头的阻力不同于两个孤立弯头的阻力，其计算方法如下。

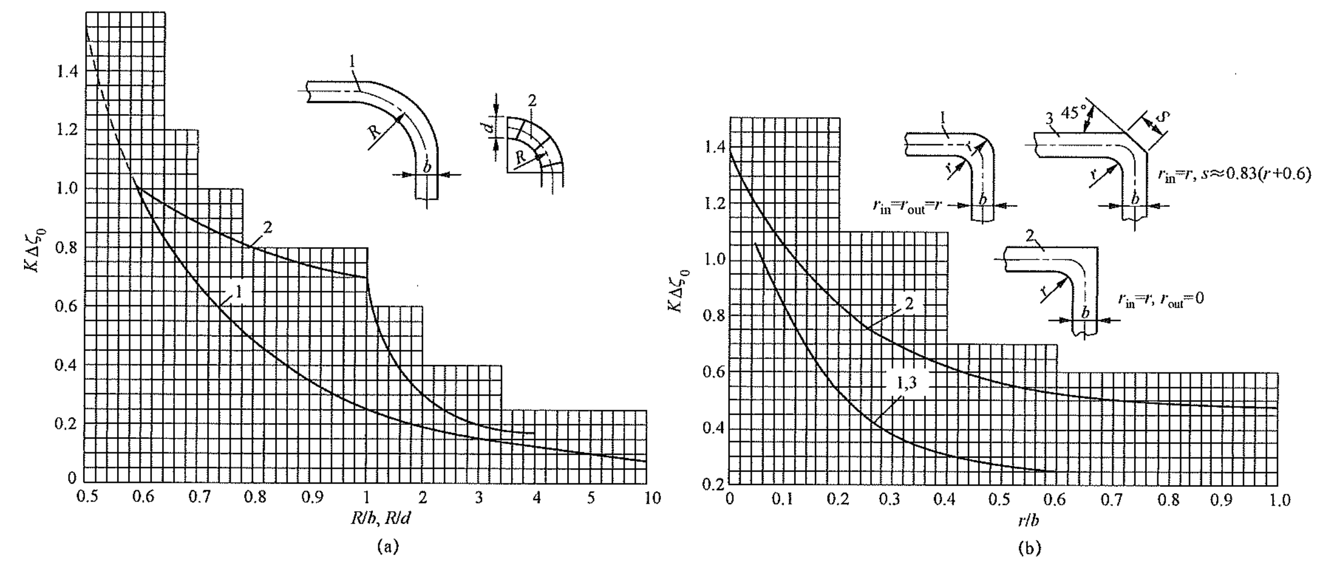


图 22-6 烟风道转弯的原始阻力系数

（a）对于缓转弯 1 和焊接弯头 2；（b）对于有圆曲边的急转弯

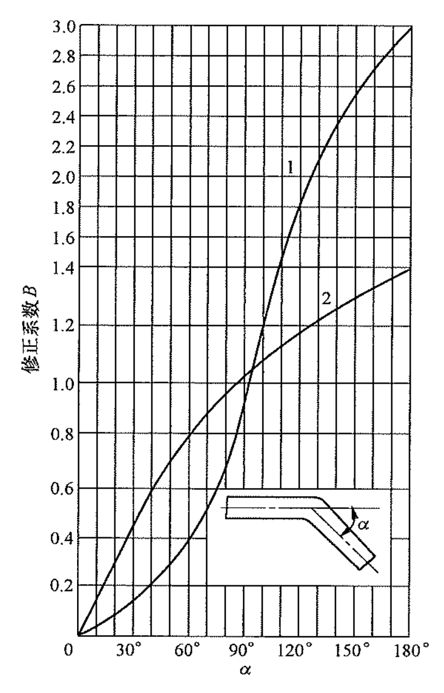


图 22-7 转弯角度修正系数

1—对于缓转弯和圆曲边的急转弯；

2—对于尖角边的急转弯

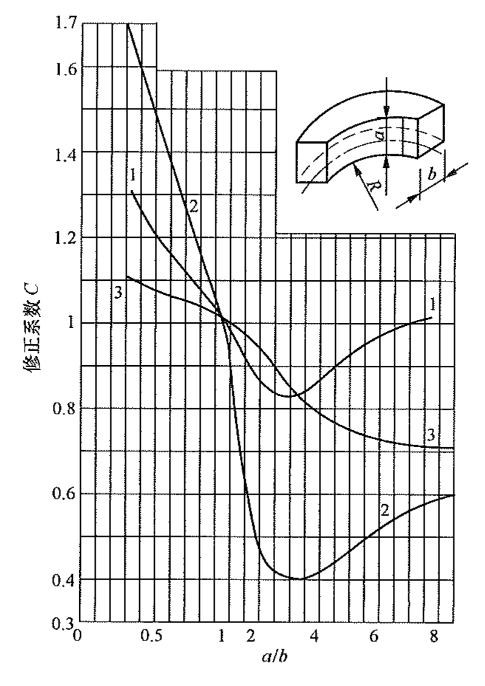


图 22-8 与截面形状有关的转弯阻力修正系数

1—对于 $R/b\leqslant2$ 的缓转弯和圆曲边的急转弯；

2—对于 $R/b>2$ 的缓转弯；3—对于尖角边的急转弯

（1）急转弯。连续布置的转弯角为 90° 的尖角及圆曲边急转弯的总阻力系数与两个孤立的急转弯阻力系数之和的比值，根据转弯类型（Z 形、空间形或 Π 形弯头）、比值 r/b 及直管段的相对长度 l/b 按图 22-10 来确定。

（2）缓转弯。对于连续布置的缓转弯的阻力按式（22-20）～式（22-23）计算。

$$\zeta_{\text{mux,B}}=C\zeta_0 \tag{22-20}$$

对于 Z 形连续弯管

$$C=\max\left(2,\ 2.1-0.01\frac{L}{D}\right) \tag{22-21}$$

对于空间形连续弯管

$$C=\min\left(2,\ 1.45-0.015\frac{L}{D}\right) \tag{22-22}$$

对于 Π 形连续弯管

$$C=\min\left(2,\ 0.95-0.08\frac{L}{D}\right) \tag{22-23}$$

式中 $\zeta_{\text{mux,B}}$——两个连续弯管组合的阻力系数；

ζ_0——一个缓转弯的阻力系数；

C——组合缓转弯的修正系数。

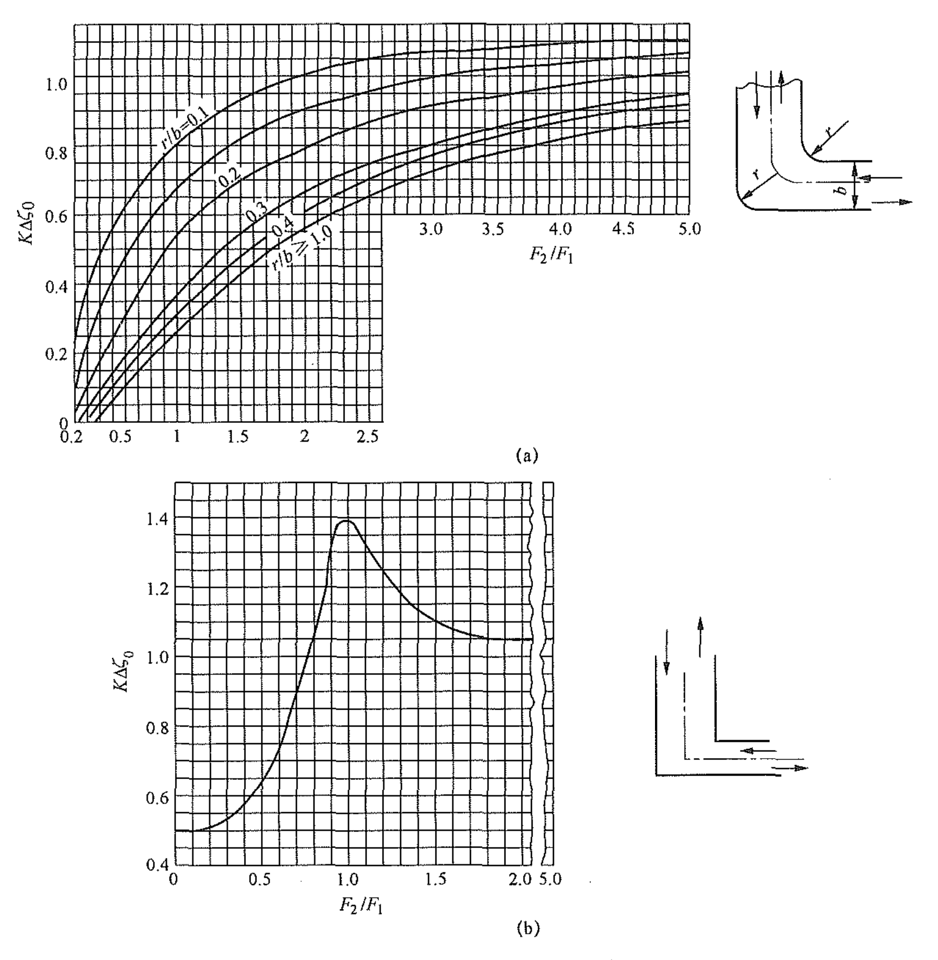
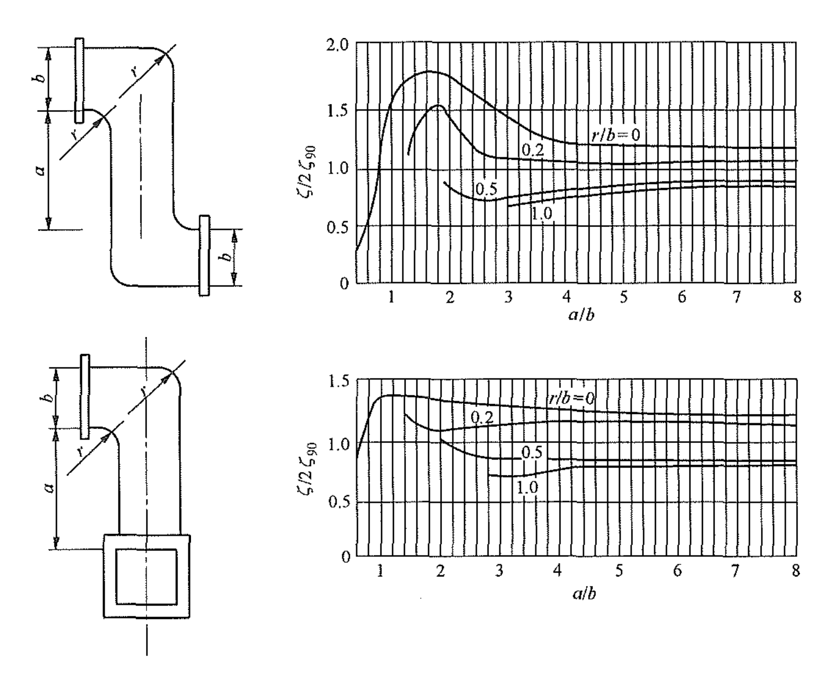


图 22-9 变截面急转弯的原始阻力系数

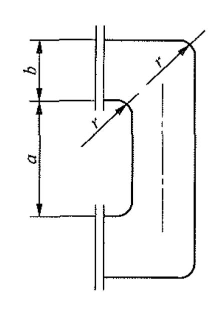
（a）对于圆曲边的急转弯；（b）对于尖角边的急转弯

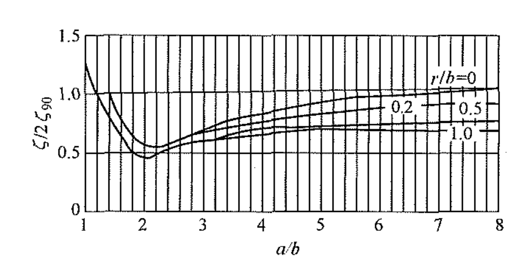
F_1、F_2—进口和出口的截面积



注：ζ_{90}的值按图 22-6 和图 22-8 来确定。

图 22-10 连续布置的急转弯的阻力系数（一）



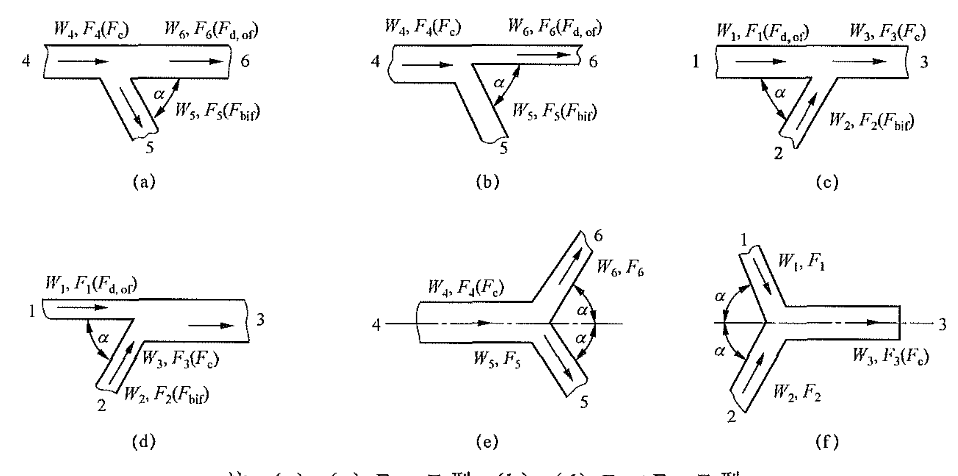


注：ζ_{90}的值按图 22-6 和图 22-8 来确定。

图 22-10　连续布置的急转弯的阻力系数（二）

5. 三通阻力

（1）三通按几何形状可分为不对称三通与对称三通；而按气流方向则可分为分流三通和合流三通。在不对称三通中，在合流之前或分流之后的气流中有一股是不转弯而径直通过的，而第二股气流的方向则与总管成一角度。对称三通的两个支管具有相同的截面积，并且与总管的交角也相同。在分流三通中，总气流被分成两部分；而在合流三通中，则是两股气流汇成一股总的气流。图 22-11 为不对称与对称的分流及合流三通的简图。



注：(a)、(c) $F_{d,of}=F_c$ 型，(b)、(d) $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型

图 22-11　分流及合流三通简图

（a）不对称分流型；（b）不对称分流型；（c）不对称合流型；（d）不对称合流型；（e）对称分流型；（f）对称合流型

对于不对称三通采用了按支管与总管截面比确定的两种计算简图。其中第一种三通如图 22-11（a）、（c）所示的直支管（直通管）截面积 $F_{d,of}$ 等于总管（总通道）截面积 F_c，这种简图称为 $F_{d,of}=F_c$ 型三通。第二种如图 22-11（b）、（d）所示，是支管截面积之和与总管的截面积大致相等的三通，它们称为 $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型三通。

考虑到第一种简图的计算公式总是以 $F_{d,of}$ 与 F_c 相等为前提的，当不能精确地符合上述相等的条件时，也应使用 $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 三通的计算公式。因此，凡是不符合第一种简图条件的所有三通均按第二种简图计算。

在一般情况下，三通的局部阻力系数取决于它的类型、支管的角度以及各通道的截面比与流量比。

（2）对于 $F_{d,of}=F_c$ 型，支管角度为 15°～90° 的不对称分流三通，其对应于相应支管速度的局部阻力系数示于图 22-12 中，图中的 ζ_5 为转弯气流的三通阻力系数；ζ_6 为直通气流的三通阻力系数。

对于 90° 的侧支管，当其高度较小（$d_5/d_4<0.7$ 或者 $h_5/h_4<0.7$，此处 d 为圆形通道的直径，h 为矩形通道的高度）时，侧支管的阻力系数应附加一个固定值 0.5。

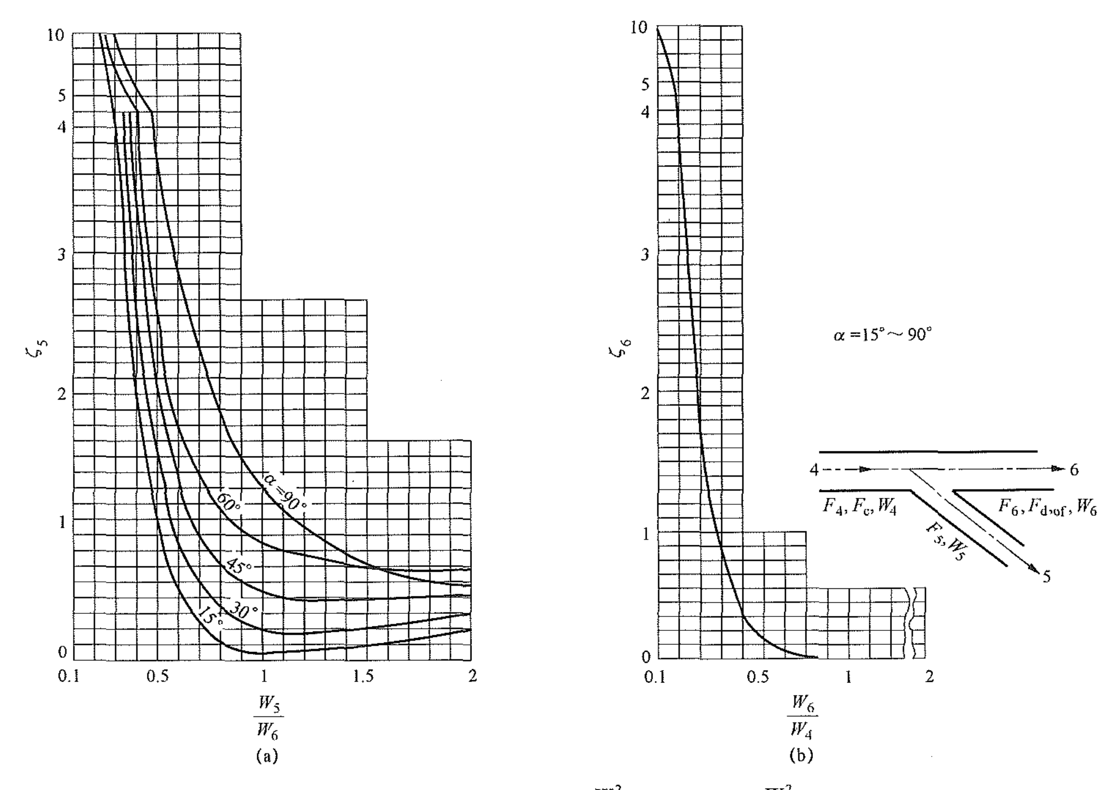
分流三通的直通气流的阻力系数 ζ_6 与侧支管的转弯角度无关。

角度为 15°～90° 的 $F_{d,of}=F_c$ 型不对称合流三通，对应于合流通道（总管）速度的阻力系数，根据截面积 F_{bif} 与 F_c 之比和侧支管与总管的流量（Q，m^3/s）之比，按图 22-13 确定。

（3）$F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型不对称三通的两个支管的阻力系数都对应于相应支管内的速度。

分流三通的阻力系数，根据支管与总管的速度比，按图 22-14 确定。当支管角度 $\alpha\leqslant60°$ 时，直通管的阻力系数与支管角度无关；当支管角度为 90° 时，ζ_6 的值还和直通管与总管的截面积比有关。

合流三通的阻力系数，根据转弯角度、侧支管与直通管的速度比以及侧支管与直通管的截面积比，按图 22-15 确定。



注：压力损失（Pa）$\Delta h_6 = \zeta_6 \frac{W_6^2}{2} \rho$；$\Delta h_5 = \zeta_5 \frac{W_5^2}{2} \rho$

图 22-12　$F_{d,of} = F_c$ 型不对称分流三通的阻力系数

（a）对于侧支管（F_{bif}）；（b）对于直通管（$F_{d,of}$）

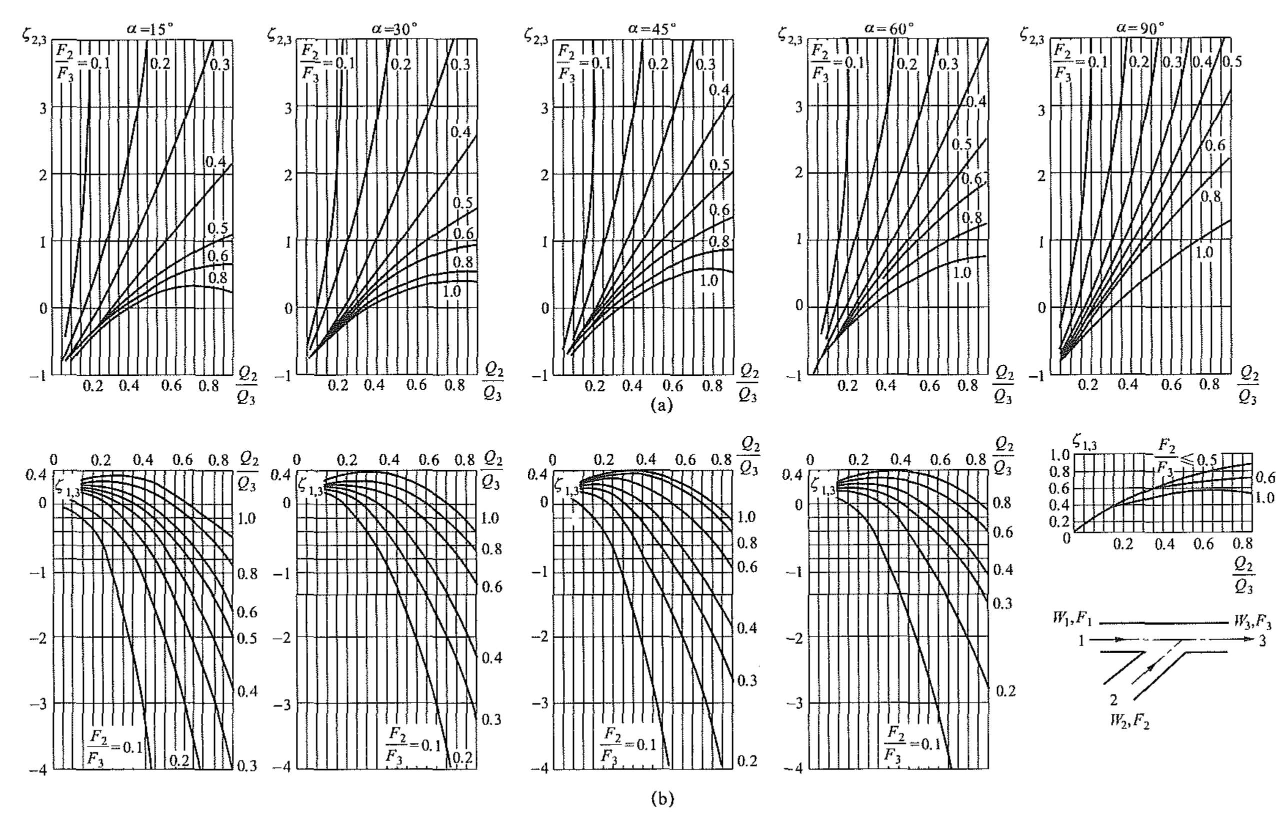
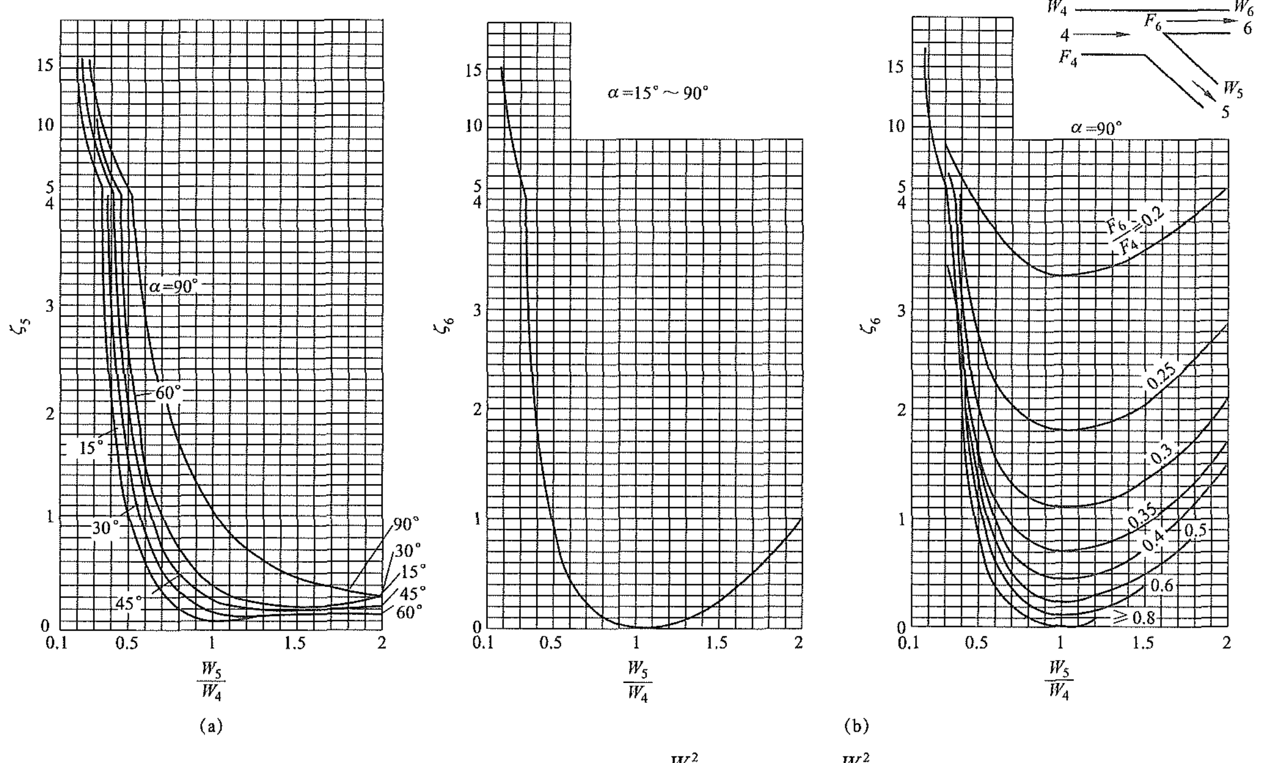


图 22-13　$F_{d,of} = F_c$ 型不对称合流三通的阻力系数

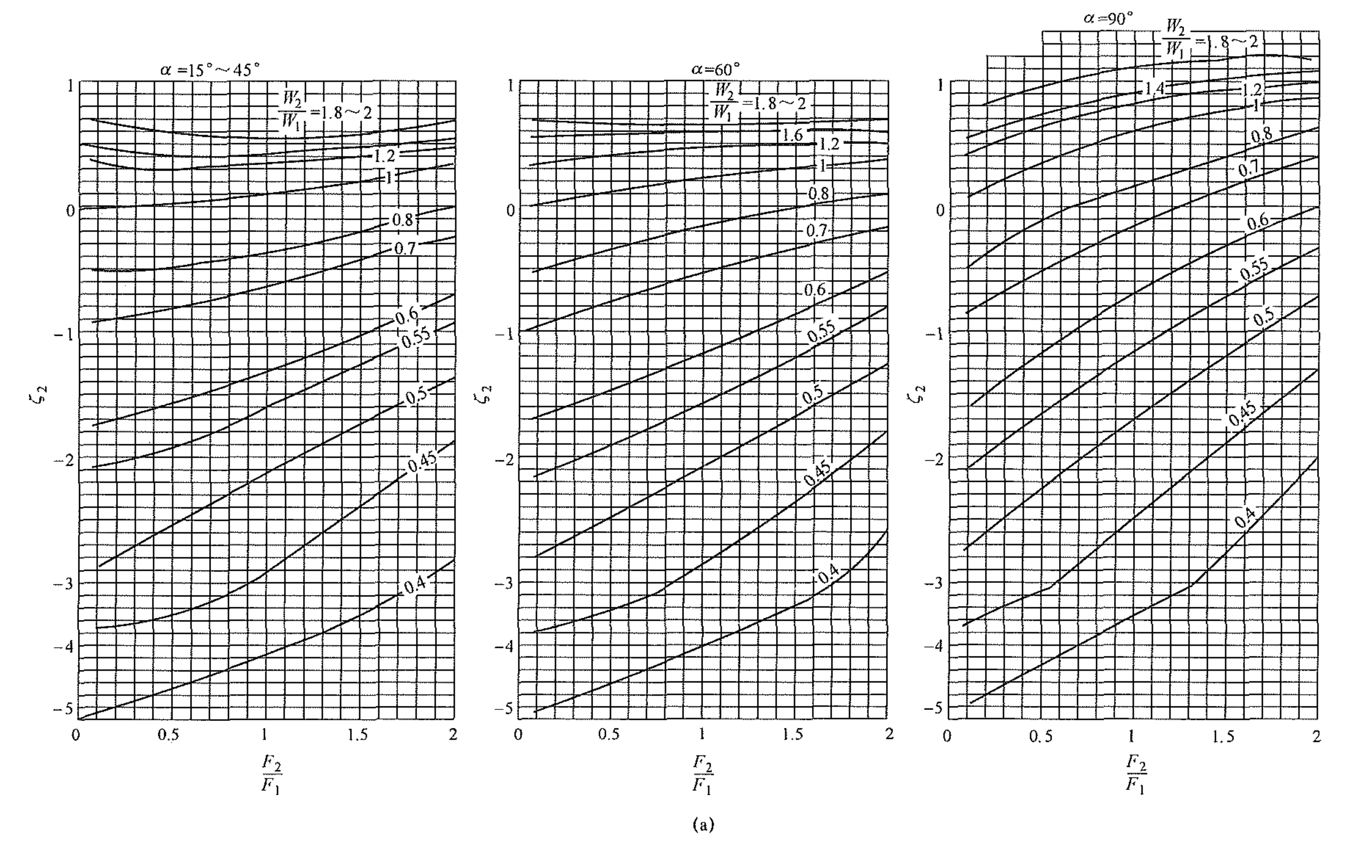
（a）对于侧支管（$F_{bif}=F_2$）；（b）对于直通管（$F_{d,of}=F_1$）



注：压力损失（Pa），$\Delta h_5=\zeta_5\frac{W_5^2}{2}\rho$，$\Delta h_6=\zeta_6\frac{W_6^2}{2}\rho$

图 22-14 $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型不对称分流三通的阻力系数

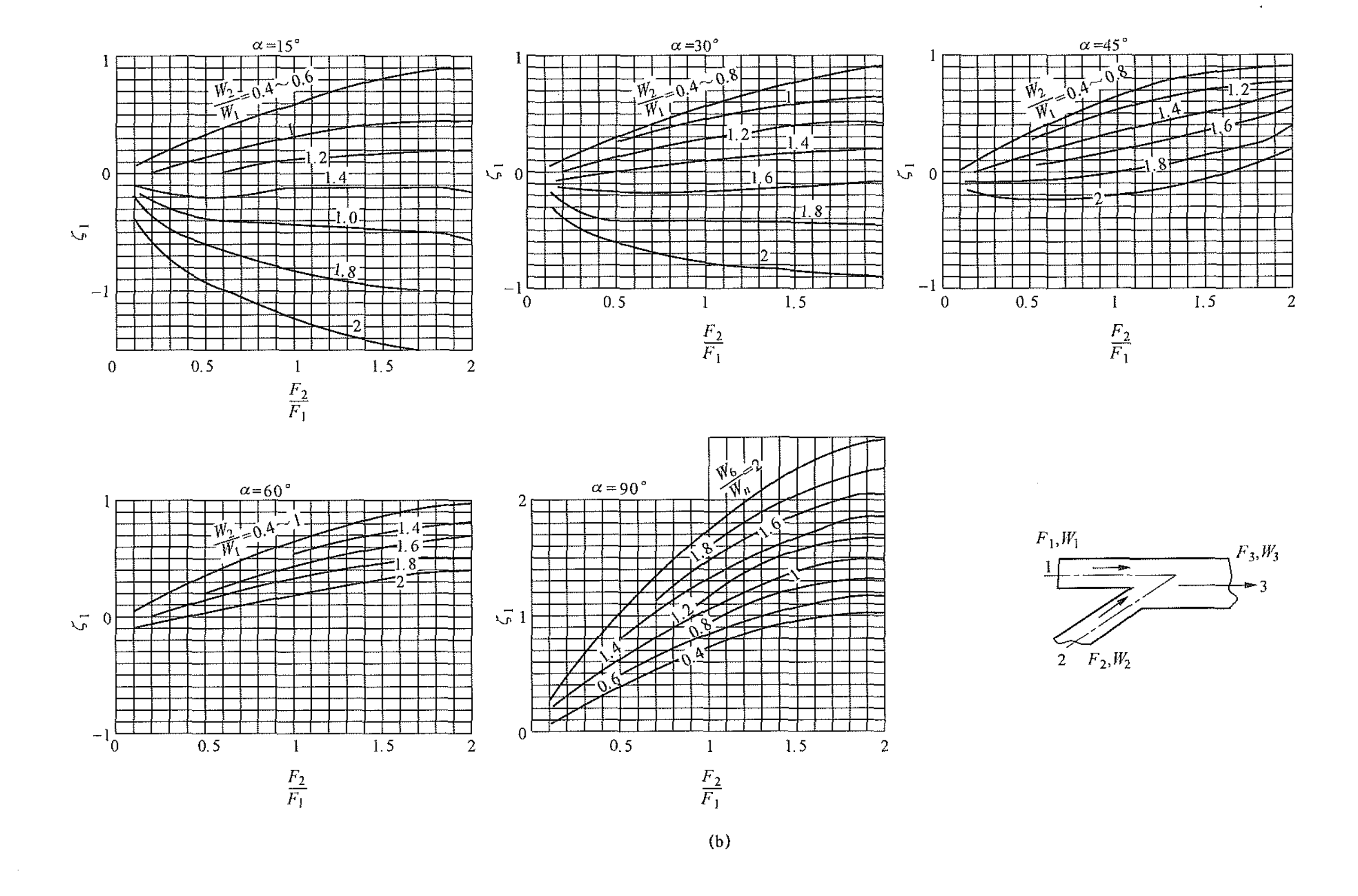
（a）对于侧支管（F_{bif}=F_5）；（b）对于直通管（$F_{d,of}$=F_6）



注：压力损失（Pa），$\Delta h_2=\zeta_2\frac{W_2^2}{2}\rho$，$\Delta h_1=\zeta_1\frac{W_1^2}{2}\rho$

图 22-15 $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型不对称分流三通的阻力系数（一）

（a）对于侧支管（F_{bif}=F_2）



注：压力损失（Pa），$\Delta h_2=\zeta_2\frac{W_2^2}{2}\rho$，$\Delta h_1=\zeta_1\frac{W_1^2}{2}\rho$

图 22-15　$F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型不对称分流三通的阻力系数（二）

（b）对于直通管（$F_{d,of}=F_1$）

（4）沿对称三通中任一支管通过的气流如图 22-11（e）、（f）所示，其对应于相应支管内速度的阻力系数，对于合流三通按图 22-16 确定；对分流三通也像 $F_{d,of}+F_{bif}=F_c$ 型不对称分流三通的侧支管一样，按图 22-14 近似地确定。分流三通的阻力系数与支管角度及支管与总管的计算速度比有关；而合流三通的 ζ 还和支管与总管的截面积比有关。

6. 联箱阻力

装设联箱时，其对应于联箱进口速度的阻力系数，由下列公式确定。

（1）对分流联箱，在中间引入［见图 22-17（a）］方式，且引出管的数目不多时，按式（22-24）计算。

$$\zeta=1.1+0.7\left(F_{in}/F_{out}\right)^2 \qquad (22\text{-}24)$$

在端部引入时［见图 22-17（b）］，按式（22-25）计算。

$$\zeta=0.7+\left(0.5-0.7\frac{F_{in}}{F_c}\right)^2+0.7\left(\frac{F_{in}}{F_{out}}\right)^2 \qquad (22\text{-}25)$$

（2）对合流联箱，在中间引出［见图 22-17（a）］时，ζ 按式（22-24）确定；在端部引出时，按式（22-26）计算。

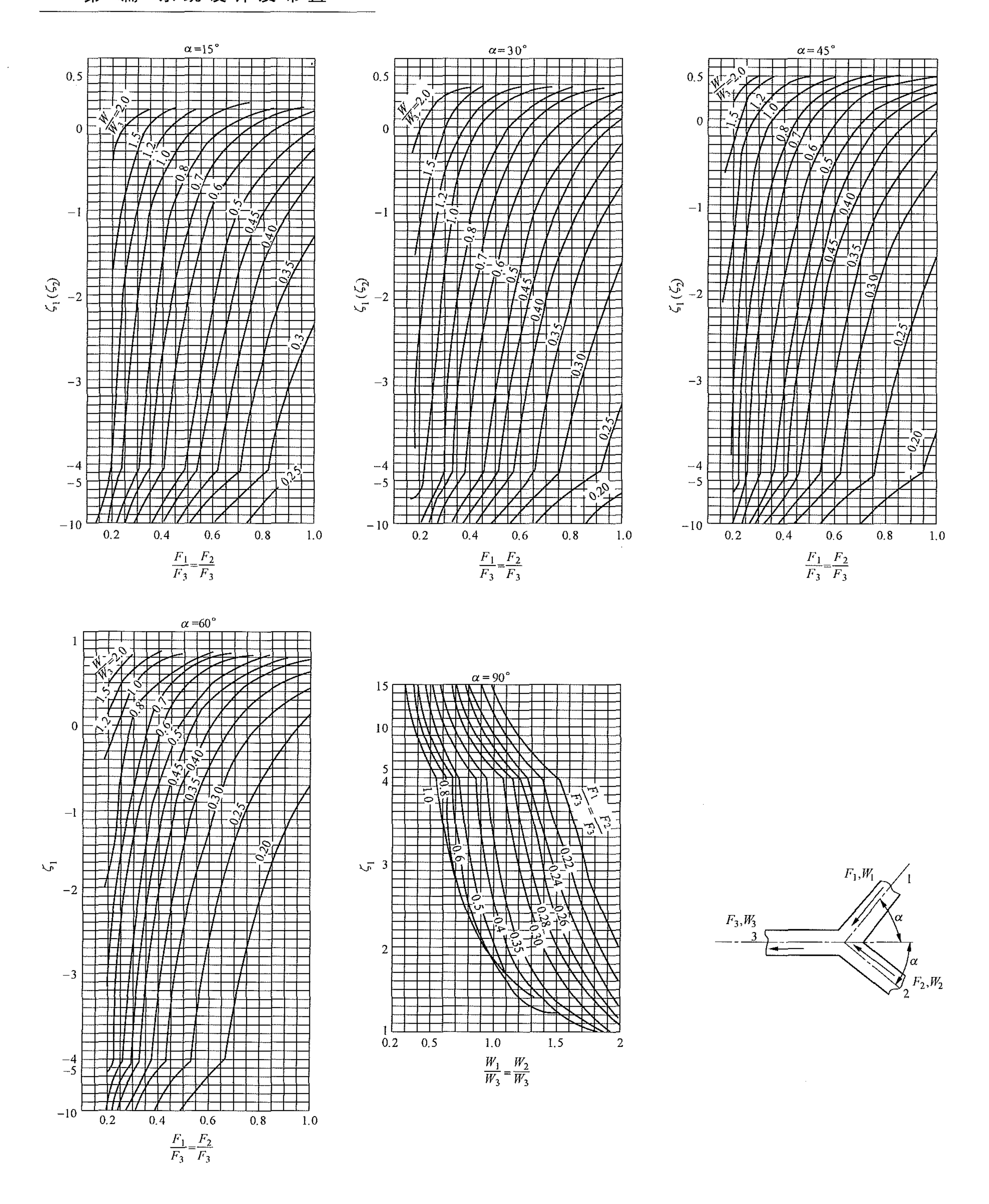
$$\zeta=1.1+0.9\left(\frac{F_{in}}{F_c}\right)^2+0.5\left(1+\frac{F_{in}}{F_c}\right)\left(\frac{F_{in}}{F_{out}}\right)^2 \qquad (22\text{-}26)$$

式中　F_{in}、F_{out}——紧靠联箱处的引入管和引出管的总面积，m^2；

F_c——联箱的横截面积，m^2。

当引出管与联箱的截面相等时，式（22-26）的最后一项等于零。

（3）楔形联箱（图 22-17 中虚线所示部分）的阻力系数，也按式（22-24）～式（22-26）确定。依据收缩的程度将得到的数值乘以 1.1～1.2 的系数。此时 F_c 的数值取用联箱的较大截面。



注：在第一支管中压力损失（Pa），$\Delta h_1=\zeta_1\frac{w_1^2}{2}\rho$，$\Delta h_2=\zeta_2\frac{w_2^2}{2}\rho$

图 22-16 对称合流三通的阻力系数

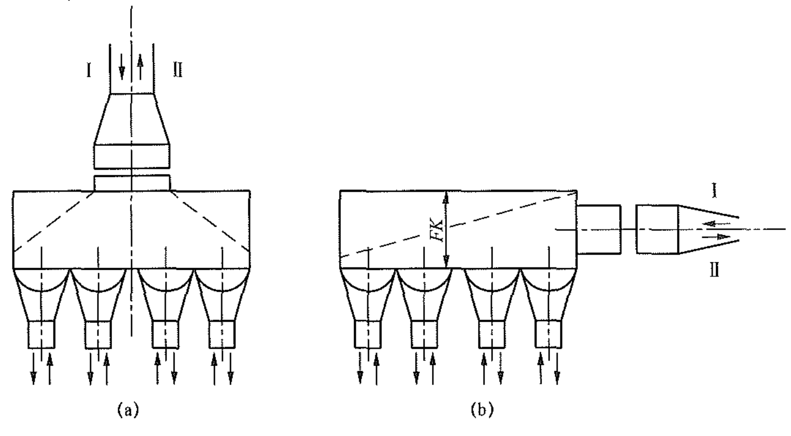


图 22-17 分流联箱及合流联箱

(a) 中间引入 (引出); (b) 端部引入 (引出)

I—分流; II—合流; FK—联箱高度

四、设备阻力

1. 暖风器的阻力

暖风器阻力按产品供货厂商提供的数据采用。当暖风器水平布置时，考虑到暖风器换热元件易受上方杂质沉降被玷污的影响，在阻力计算中宜留有10%～20%的裕量。

2. 燃烧器的阻力

燃烧器的阻力应按锅炉厂提供的数据采用。当缺乏制造厂资料时，可按下列方法进行估计或校核：

(1) 一次风侧的阻力(包括气粉混合物出口动压损失)，按本章第三节的相关内容来确定。

(2) 包括出口速度损失在内的燃烧器以及喷嘴或缝隙的二次风阻力，按式(22-27)计算。

$$\Delta h_{rop}=\zeta\frac{w_2^2}{2}\rho \tag{22-27}$$

$$w_2=\frac{V_{sed}}{3600F_2}$$

式中 ζ——燃烧器的阻力系数；

w_2——燃烧器或缝隙出口的二次风速度，m/s；

V_{sed}——每小时经过一个燃烧器供出的二次风容积，m^3/h；

F_2——燃烧器(喷嘴或缝隙)二次风的出口截面积，m^2。

对于直流式煤粉燃烧器二次风侧的阻力系数取用，$\zeta\approx1.5$。对于其他形式的燃烧器，ζ值按制造厂的数据取用。

3. 除尘器的阻力

(1) 静电除尘器本体阻力，300MW以上机组用的静电除尘器一般按不大于45Pa取值；300MW以下机组的静电除尘器一般按不大于294Pa取值。

(2) 布袋除尘器本体阻力在1100～2500Pa范围内，工程中按除尘器选型计算数据取值。

(3) 电袋除尘器本体阻力宜按不大于1100Pa取值。

4. 脱硝装置的阻力

脱硝装置的阻力由脱硝装置选型计算确定。当设计中考虑预留SCR装置时，吸风机的压头裕量宜按1000Pa来考虑SCR的阻力。空气预热器的附加阻力，需与锅炉厂另行商定。

五、自身通风

1. 烟道自身通风

任何烟气通道区段的自生通风值，包括机械通风时的烟囱在内，均按式(22-28)计算。

$$p_{sv}=\pm\Delta Zg\left(1.2\times\frac{p_a}{101.3}-\rho_{g,0}\times\frac{273}{273+\theta_g}\times\frac{p_g}{101.3}\right) \tag{22-28}$$

式中 p_{sv}——烟道自身通风值，Pa；

ΔZ——给定区段的终端与始端截面中心线之间在垂直方向上的距离，m；

p_g——区段内烟气的平均绝对压力(当$p<10^4$Pa，即剩余压力小于3kPa时，p_g值可取为101.3)，kPa；

$\rho_{g,0}$——在标准状态下的烟气密度，kg/m^3；

θ_g——在给定区段内的烟气流平均温度，℃；

1.2——在20℃和标准大气压时，外部空气的密度，kg/m^3。

当按与20℃相差大于10℃以上的外部空气温度计算自生通风时，应代入相应的空气密度值来代替数值1.2。

当气流方向向上时，自生通风为正值(加号)，向下时则为负值。代入总压降式(22-6)时，第一种情况下，减小通道的全压降，而在第二种情况下则增加全压降。

2. 风道自身通风

仅计算两个空气通道区段的自生通风。第一段为空气预热器，其计算高度采用等于冷风道进口和热风道出口之间的标高差。第二段为全部热风道，其计算高度采用空气预热器热风道的出口和燃烧室进口（燃烧器的轴向中心线）之间的标高差。当装设垂直轴的再生式空气预热器时，由于它的高度很小，空气预热器的自生通风不必单独计算，而将其高度的一半加到热风道的计算高度中去。

六、烟囱阻力

（1）烟囱的阻力，由摩擦阻力和出口速度的压力损失组成。

（2）摩擦阻力的计算按照下列要求。

1）在有固定斜度 i 的烟囱区段中的摩擦阻力，根据内衬的结构，并考虑烟囱的锥度，按式（22-29）计算。

$$\Delta h_{\mathrm{Tp}}=\frac{\lambda}{8i}\times\frac{(w_{\mathrm{k}}^{2}-w_{\mathrm{H}}^{2})\rho_{\mathrm{g}}}{2} \tag{22-29}$$

2）在有 n 段不同斜度 i_z 的烟囱中，其总摩擦损失按式（22-30）计算。

$$\Delta h_{\mathrm{Tp}}=\frac{\lambda}{8}\sum_{1}^{n}\frac{1}{i_{z}}\times\frac{(w_{\mathrm{k}}^{2}-w_{\mathrm{H}}^{2})\rho_{\mathrm{g}}}{2}=\frac{\lambda}{8}\times\frac{\rho_{\mathrm{g}}}{2}\sum_{1}^{n}\left[\frac{1}{i_{z}}\times(w_{\mathrm{k}}^{2}-w_{\mathrm{H}}^{2})\right] \tag{22-30}$$

式中　λ ——摩擦阻力系数；

w_{H} 和 w_{k} ——在内径为 d_{H} 和 d_{K}（m）的区段始端和终端截面上的速度，m/s。

λ 的平均实验值，对于混凝土和砖烟囱，考虑内衬有环状凸出，为 0.05；对于钢烟囱，当直径 $d_0\geqslant 2$m 时，λ=0.015，当 $d_0<2$m 时，λ=0.02；对于硅石混凝土砌成的筒身，λ=0.02。

3）固定斜度的烟囱内的摩擦阻力，按式（22-31）计算。

$$\Delta h_{\mathrm{Tp}}=\frac{\lambda}{8i}\times\frac{w_{0}^{2}}{2}\rho_{\mathrm{g}} \tag{22-31}$$

式中　w_0 ——在直径为 d_0（m）的烟囱出口截面上的速度，m/s。

4）圆柱形烟囱内的摩擦阻力，按式（22-7）计算。

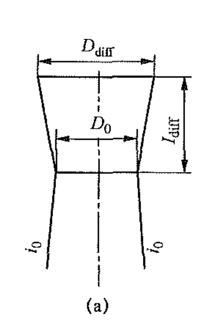
（3）出口速度的压力损失，对于所有的烟囱均按式（22-15）计算，出口局部阻力系数为 $\zeta=1.0$。

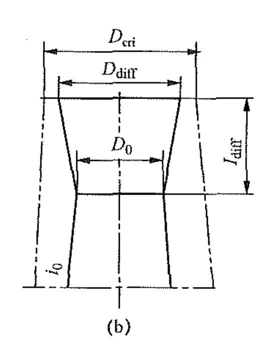
（4）在烟囱上部装有扩散管时，出口压力损失计算中的速度按扩散管扩大的截面来确定。另外还要考虑扩散管的压力损失 ζ_{diff}；其对应于速度 w_0 的阻力系数，按表 22-5 或图 22-18、图 22-19 来确定。

表 22-5　烟囱扩压器参数选用表

$\overline{\Delta p_{\mathrm{CT,0}}}$	$\zeta_{\mathrm{diff}}=0.00$		$\zeta_{\mathrm{diff}}=0.02$		$\zeta_{\mathrm{diff}}=0.05$		$\zeta_{\mathrm{diff}}=0.10$	
	$\overline{L}$	$\overline{D_{\mathrm{diff}}}$	$\overline{L}$	$\overline{D_{\mathrm{diff}}}$	$\overline{L}$	$\overline{D_{\mathrm{diff}}}$	$\overline{L}$	$\overline{D_{\mathrm{diff}}}$
−0.2	0.25	1.056						
−0.25	0.35	1.075	0.3	1.085				
−0.30	0.45	1.092	0.4	1.105	0.3	1.115	0.25	1.130
−0.35	0.9	1.113	0.55	1.125	0.425	1.14	0.375	1.165
−0.40	1.85	1.136	0.95	1.15	0.52	1.165	0.50	1.19
−0.45			1.45	1.18	0.85	1.195	0.65	1.23
−0.5			1.75	1.205	1.25	1.23	0.90	1.265
−0.55			2.00	1.245	1.60	1.27	1.15	1.31
−0.6					1.85	1.31	1.45	1.365
−0.65							1.85	1.44

注　表中 $\overline{\Delta p_{\mathrm{CT,0}}}$ 为扩压器所需产生的负压。





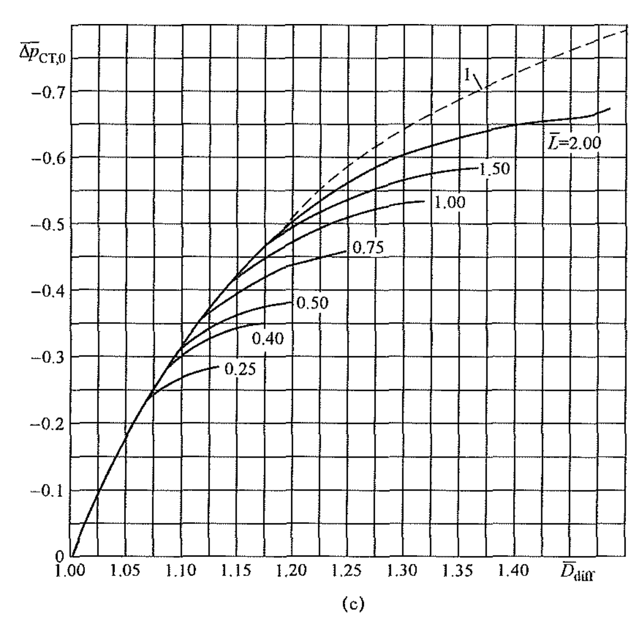


图 22-18　烟囱出口扩散筒喉部相对静压与扩散筒尺寸的关系

（a）烟囱出口扩散管示意；（b）烟囱出口部分渐散管计算示意图；（c）扩散筒喉部相对静压与按莫斯科动力学院数据相应几何尺寸的关系

1—当自拔风为零时，按优化方程求得的理想扩散管（无损失）

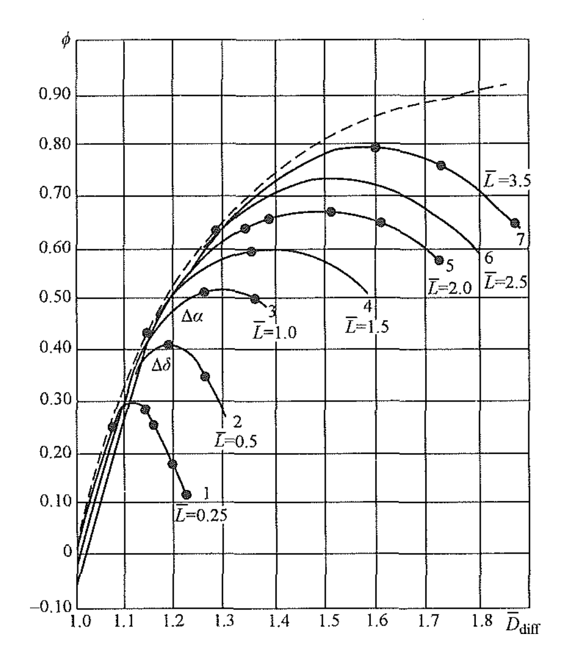


图 22-19 烟囱出口扩散筒恢复系数与扩散筒尺寸的关系

（静压恢复系数$\phi=-\overline{\Delta p}_{CT,0}$）

$$\overline{\Delta p}_{CT,0}=\phi\geqslant\frac{\Delta p_{CT,0}}{h_{do}} \tag{22-32}$$

$$\Delta p_{CT,0}=\Delta p_{max}-[\Delta p] \tag{22-33}$$

$$\overline{D}_{diff}=\frac{D_{diff}}{D_0} \tag{22-34}$$

$$\overline{L}=\frac{L_{diff}}{D_0} \tag{22-35}$$

式中 $\Delta p_{CT,0}$——排烟筒内出现正压时，所需消除的过剩静压值，Pa；

Δp_{max}——排烟筒内出现的最大正压值，Pa；

$[\Delta p]$——排烟筒内部允许的正压值（按排烟筒结构型式及烟气腐蚀性等级来确定），Pa；

h_{do}——未加扩压器时排烟筒出口的烟气动压，Pa；

D_{diff}——扩压器相对直径；

$\overline{L}$——扩压器相对长度。

（5）在烟囱排烟筒出口装有收缩管（湿烟囱），出口压力损失计算中的速度按收缩口截面来确定。

七、算例

例：磨煤机进口风道 1.7m×1.7m，则当量直径为 1.7m，风速 20.3m/s。弯头半径为 1.35m。磨煤机进口处的大小头进出口尺寸为 1.7m×0.896m/1.7m× 1.7m，出口风速 38.5m/s。空气密度 0.6562kg/m³。磨煤机进口风道布置如图 22-20 所示。试计算磨煤机进口风道阻力。

磨煤机进口风道阻力计算示例见表 22-6。

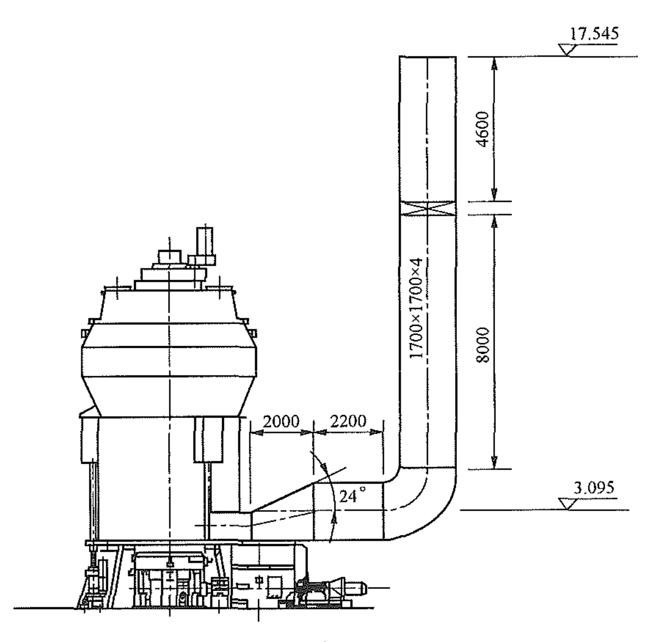


图 22-20 磨煤机进口风道布置

表 22-6 磨煤机进口风道阻力计算示例

序号	名 称	符号	单位	依 据	结果
1	风道当量直径	D_e	m		1.7
2	气体密度	ρ	kg/m³		0.6562
3	风速	w	m/s		20.3
4	动压	p_d	Pa	$\frac{w^2}{2}\rho$	135.2
5	提升高度	ΔZ	m	17.545–3.095	14.45
6	自生通风阻力	Δp_{sv}	Pa	$\Delta Z(1.2-\rho_g)g$	77.0
7	直管段长度	L	m	2.2+8+4.6	14.8
8	管道内壁绝对粗糙度	$\varDelta$	m	表 22-2	0.0004

续表

序号	名称	符号	单位	依据	结果
9	管道内壁绝对粗糙度	$\bar{\Delta}$	—	$\frac{\Delta}{D_e}$	0.000235
10	雷诺数	Re			827558
11	风道的摩擦阻力系数	λ	—	$\left[2\log\left(\frac{2.51}{Re\sqrt{\lambda}}+\frac{\bar{\Delta}}{3.7}\right)\right]^{-2}$	0.0152
12	风道的摩擦阻力	Δp_f	Pa	$\lambda\frac{L}{D_e}\times p_d$	17.9
13	大小头出口风速	w	m/s		38.5
14	大小头的局部阻力系数	ζ_1	—	表 22-4	0.1
15	大小头的局部阻力	Δp_{v1}	Pa	$\zeta_1\frac{w^2}{2}\rho$	48.6
16	弯头的局部阻力系数	ζ_2	—	图 22-6	0.5
17	弯头的局部阻力	Δp_{v2}	Pa	$\zeta_2\times p_d$	67.6
18	调节阀的局部阻力系数	ζ_3	—	表 22-4	1.5
19	调节阀的局部阻力	Δp_{v3}	Pa	$\zeta_3\times p_d$	202.8
20	风道的局部阻力	Δp_v	Pa	$\Delta p_{v1}+\Delta p_{v2}+\Delta p_{v3}$	319
21	磨煤机的阻力	Δp_e	Pa		6840
22	管系的总阻力	Δp	Pa	$\Delta p_{sv}+\Delta p_f+\Delta p_v+\Delta p_e$	7253.9

第三节 制 粉 系 统

一、制粉系统介质流速的选择

进行空气动力计算之前，应根据气体量和推荐的管内流速来选择制粉系统所有的烟气、空气、煤粉管道直径和各种元部件。制粉系统管道中的推荐流速，一般情况下，以 DL/T 5121—2000《火力发电厂烟风煤粉管道设计技术规定》中的推荐流速范围作为截面选择的核算依据。

二、制粉系统管道的摩擦阻力

1. 管道摩擦阻力的计算公式

管道摩擦阻力按式（22-36）～式（22-38）计算。式（22-36）适用于气体中不含粉的管道，式（22-37）适用于气体中含粉的管道。

$$\Delta p_{f0}=\lambda_0\frac{L}{D_e}\times\frac{w^2}{2}\rho_0 \tag{22-36}$$

$$\Delta p_{f\mu}=\lambda_\mu\frac{L}{D_e}\times\frac{w^2}{2}\rho_0 \tag{22-37}$$

$$D_e=\frac{4A}{L_c} \tag{22-38}$$

式中 Δp_{f0}、$\Delta p_{f\mu}$——纯气体和含粉气体流动时的摩擦阻力，Pa；

λ_0、λ_μ——纯气体和含粉气体流动时的摩擦阻力系数；

L——管道摩擦阻力计算长度，若涉及弯管则需包括弯管中心线的展开长度，m；

D_e——管道当量直径，对于非圆截面管道，当量直径按式（22-38）计算；

A——管道截面积，m^2；

L_c——包容截面积 A 的周界长度，m；

ρ_0——纯气体密度，kg/m^3；

w——气体平均流速，m/s。

2. 摩擦阻力系数确定方法

（1）纯空气的摩擦阻力系数。纯空气的摩擦阻力系数的确定方法见本章第二节的相关内容。

（2）含粉气体在管道内流动时的摩擦阻力系数。

1）含粉气体摩擦阻力系数按式（22-39）计算。

$$\lambda_\mu=\lambda_0(1+K\mu) \tag{22-39}$$

式中 λ_0——纯空气的摩擦阻力系数；

μ——含粉气体的浓度，kg/kg；

K——浓度修正系数。

2）含粉气流与壁面的摩擦阻力系数可按下述两

种方法进行计算。

a. 方法一。取式（22-39）中修正系数 K=2.5，摩擦阻力系数 λ_μ 按式（22-40）计算。

$$\lambda_\mu = \lambda_0(1+2.5\mu) \tag{22-40}$$

b. 方法二。对于水平布置的管道，式（22-39）中修正系数 K=1.0，而摩擦阻力系数 λ_μ 取式（22-41）比较项中较小值。

$$\lambda_\mu=\min[\lambda_0(1+\mu),1.5\lambda_0] \tag{22-41}$$

对于垂直布置的管道，式（22-39）中的修正系数 K 为 0.65，摩擦阻力系数按式（22-42）计算。

$$\lambda_\mu=(1+0.65\mu)\lambda_0 \tag{22-42}$$

计算管道的摩擦阻力时，可将管道分成若干段分别进行计算，再将各段的摩擦阻力相加求得总的摩擦阻力。段的划分是依计算参数为依据。例如，若烟、风管道由不同断面的几段组成，则按断面和介质温度来划分。含粉气流管道则按煤粉（燃料）浓度等参数分段计算，如磨煤机—粗粉分离器管段、粗粉分离器—细粉分离器管段、原煤干燥段等。

三、管路元件的局部阻力

（1）管路元件局部阻力按式（22-43）和式（22-44）计算。

$$\Delta p_{V0}=\zeta_0\frac{w^2}{2}\rho_0 \tag{22-43}$$

$$\Delta p_{V\mu}=\zeta_\mu\frac{w^2}{2}\rho_0 \tag{22-44}$$

式中 Δp_{V0}、$\Delta p_{V\mu}$——纯空气和含粉气体流过管路元件的局部阻力，Pa；

ζ_0、ζ_μ——纯空气和含粉气体流过管路元件的局部阻力系数。

（2）含粉气体流过管路元件的局部阻力系数 ζ_μ 的计算方法与壁面摩擦阻力的计算方法对应，也可按两种方法计算。

1）方法一。对于管路中局部阻力，包括弯头、分叉、孔板、挡板、分配箱，统一取浓度修正系数 K=2.5，该方法与计算壁面摩擦阻力系数的方法一统一使用。局部阻力系数按式（22-45）计算。

$$\zeta_\mu=(1+2.5\mu)\zeta_0 \tag{22-45}$$

2）方法二。对不同形式的局部阻力，浓度修正系数 K 有不同的数值。

（3）因流向变化而引起的阻力。

1）单个弯管局部阻力系数按式（22-46）和式（22-47）计算。

$$\zeta_0=K_\theta K_C\zeta_{\Delta0} \tag{22-46}$$

$$\zeta_\mu=\zeta_0(1+K\mu) \tag{22-47}$$

式中 $\zeta_{\Delta0}$——包含管壁粗糙度影响的纯空气下转弯原始阻力系数，是试验得出的 90° 弯管阻力系数，按 2）~4）确定；

K_θ——转弯角度修正系数，按图 22-7 确定；

K_C——和截面高宽比（R/b）有关的修正系数，按图 22-8 确定，对于圆形和正方形截面弯管，K_C=1；

K——气体含粉浓度修正系数，和弯管形式有关，按 2）~4）确定。

2）圆截面缓转弯管的阻力系数。纯空气下圆截面缓转弯管阻力系数 ζ_0 按式（22-46）计算。式中 K_C=1，$\zeta_{\Delta0}$ 按图 22-21 确定，当 θ=90° 时，K_θ=1。

含粉气体下圆截面缓转弯管的阻力系数按式（22-47）计算，式中的浓度修正系数 K=5.5。

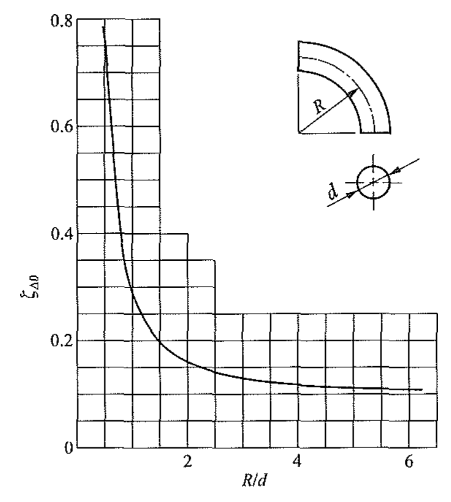


图 22-21 圆截面缓转弯管的 $\zeta_{\Delta0}$ 值

3）圆截面焊接弯管的阻力系数。纯空气下 90° 圆截面焊接弯管阻力系数 ζ_0 按式（22-46）计算，式中的 K_C=1，K_θ=1，$\zeta_{\Delta0}$ 可根据弯管的节数和弯曲半径由图 22-22 确定。

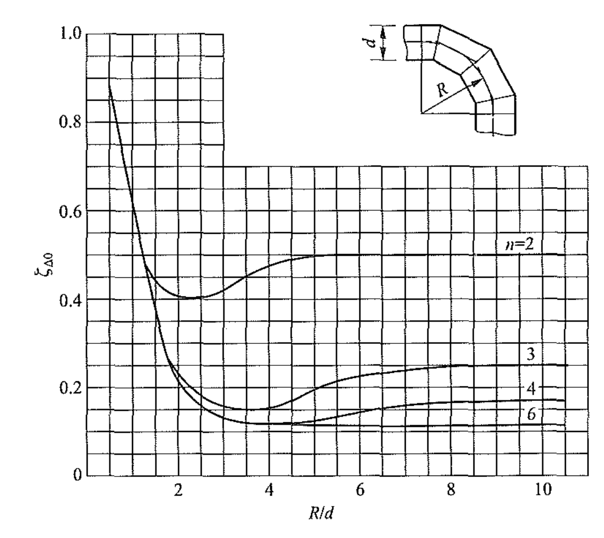


图 22-22 圆截面焊接弯管的 $\zeta_{\Delta0}$ 值

含粉气体下 90° 圆截面焊接弯管的阻力系数按式（22-47）计算。式中的浓度修正系数按表 22-7 确定。

表 22-7　焊接弯管含粉浓度修正系数

n	1	2	3	4	5	6	>6
K	2	2.48	2.96	3.44	3.92	4.4	4.4～5.5

注　表中 n 为焊接弯管的节数，两端节各为半节，当 n=1 时即为直角弯头。

4）方截面缓转弯管的阻力系数。纯空气下方截面缓转弯管的阻力系数 ζ_0 按式（22-46）计算。式中 K_C=1，$\zeta_{\Delta 0}$ 按图 22-23 确定。

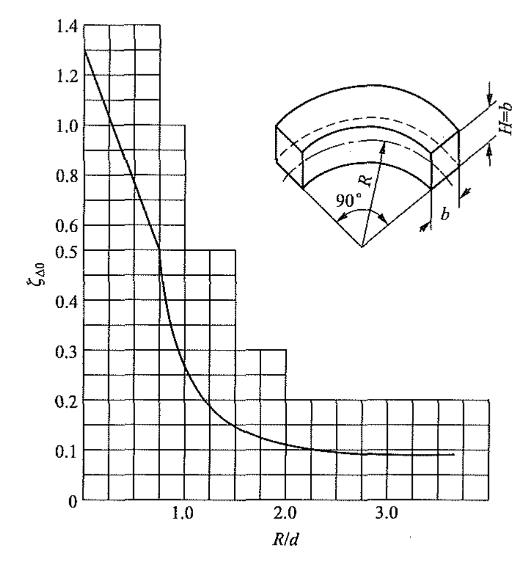


图 22-23　方截面缓转弯管的 $\zeta_{\Delta 0}$ 值

含粉气体下方截面缓转弯管的阻力系数按式（22-47）计算，浓度修正系数按表 22-8 确定。

表 22-8　正方截面缓转弯管含粉浓度修正系数

R/d	0	1	2	3
K	2	3.05	5.33	3.79

（4）弯管的组合阻力。

1）管道系统中连续布置两个或两个以上同类型弯管时，有些情况下由于彼此对气流产生显著影响，所以其总的阻力系数不是单个弯管阻力系数的简单叠加，而要统一考虑确定。

2）根据系统的布置需要，两个弯管的组合方式有Π形、Z 形和空间形三种，如图 22-24 所示。

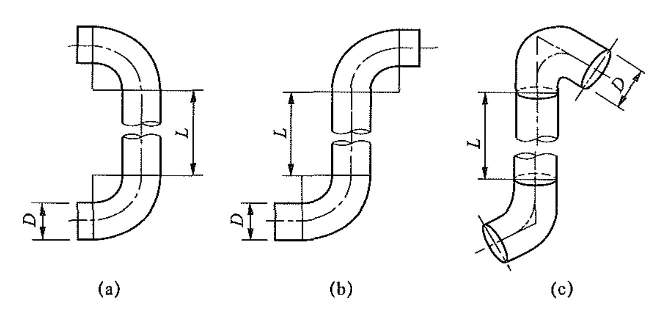


图 22-24　两个 90° 弯管的组合方式
（a）Π形；（b）Z 形；（c）空间形

3）当两个弯管间直管长度 L/D 足够大时，满足表 22-9 规定的条件，其相互影响很小，组合弯管可作为两个单元弯管来考虑。

表 22-9　判定非组合弯管的条件（$Re \geqslant 20 \times 10^4$）

类型	纯空气	含粉气体
Z 形	L/D>10	L/D>30
空间形	L/D>36	L/D>10
Π形	L/D>13	L/D>10

4）当不能满足表 22-9 规定的条件时，两个连续布置的弯管应按组合弯管考虑，此时纯空气下的组合弯管阻力系数 ζ_{Z0} 按式（22-48）计算。

$$\zeta_{Z0}=C\zeta_0 \qquad (22\text{-}48)$$

式中　C——组合弯管的修正系数；

ζ_0——单个弯管纯空气下的阻力系数。

对于 Z 形组合弯管，系数 C 按式（22-21）确定（取大值）；对于空间形组合弯管，系数 C 按式（22-22）确定（取小值）；对于Π形组合弯管，系数 C 按式（22-23）确定（取小值）。

5）含粉气体下组合弯管的阻力系数 $\zeta_{Z\mu}$ 按下列公式计算。

对于 Z 形组合弯管，当 L/D=0～20，μ=0～0.1kg/kg 时，按式（22-49）计算。

$$\zeta_{Z\mu}=\zeta_0\ (2+10\mu) \qquad (22\text{-}49)$$

当 L/D=0～20，μ=0.1kg/kg～0.7kg/kg 时，按式（22-50）计算。

$$\zeta_{Z\mu}=\zeta_0\ (1+20\mu) \qquad (22\text{-}50)$$

当 L/D=20～30 时，按式（22-51）计算。

$$\zeta_{Z\mu}=2.5\zeta_\mu \qquad (22\text{-}51)$$

对于空间形组合弯管，当 L/D=0～10 时，按式（22-52）计算。

$$\zeta_{Z\mu}=\zeta_0\ (1+10\mu) \qquad (22\text{-}52)$$

对于Π形组合弯管，当 L/D=0～10 时，按式（22-53）计算。

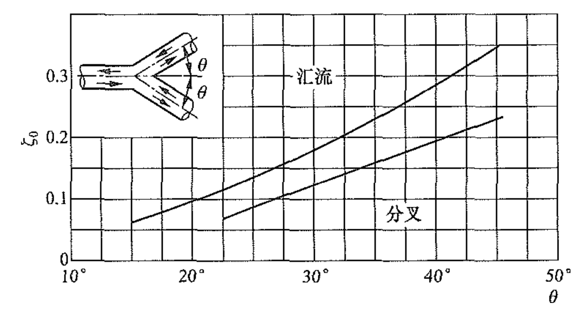
$$\zeta_{Z\mu}=\zeta_0\ (1+9.7\mu) \qquad (22\text{-}53)$$

式中　ζ_0、ζ_μ——单个 90° 弯管纯空气和含粉气体下的阻力系数。

（5）三通阻力。

1）等截面对称三通的阻力系数。等截面对称三通指总管截面与支管总截面相等的对称分流管和汇流管。

a. 等截面对称三通在纯空气下的阻力系数与支管夹角有关。在支管流量相等的条件下，其阻力系数按图 22-25 确定，计算基准为总管平均速度或支管平均速度。



注：支管与总管流量比为 0.5，速度比为 1.0。

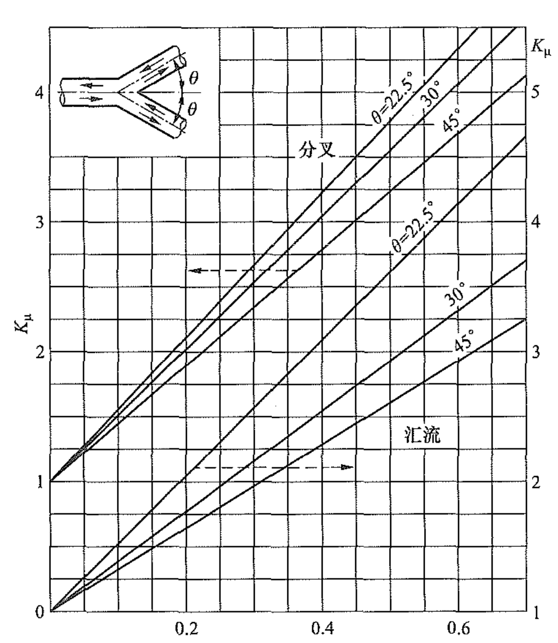
图 22-25　等截面对称三通的阻力系数

b. 含粉气体流经等截面三通时的阻力系数 ζ_μ 按式（22-54）计算。

$$\zeta_\mu=\zeta_0 K_\mu \qquad (22\text{-}54)$$

式中　ζ_0——按图 22-25 确定的纯空气下分流管或汇流管的阻力系数；

K_μ——煤粉浓度修正系数，可按图 22-26 选取，典型的分流、汇流管的煤粉浓度修正系数按表 22-10 选择。



注：支管与总管流量比为 0.5，速度比为 1.0。

图 22-26　等截面对称三通阻力系数的煤粉浓度修正系数

表 22-10　等截面对称三通的煤粉浓度修正系数

角度 θ（°）	煤粉浓度修正系数 K_μ	
	分流管	汇流管
22.5	$1+5.48\mu$	$1+5.28\mu$
30	$1+5.27\mu$	$1+3.89\mu$
45	$1+4.49\mu$	$1+3.3\mu$

注　表中 μ 为煤粉浓度，kg/kg。

2）不对称三通的阻力系数。不对称三通可分为等截面不对称三通（即 $F_{d,of}+F_{bif}=F_C$ 型不对称三通）及 $F_{d,of}=F_C$ 型不对称三通。

a. 不对称三通在含粉气流下的阻力系数按式（22-45）计算。

b. 等截面不对称三通（即 $F_{d,of}+F_{bif}=F_C$ 型不对称三通）及 $F_{d,of}=F_C$ 型不对称三通在纯空气下的阻力系数按图 22-12～图 22-15 确定。

（6）联箱阻力及因截面改变而引起的阻力。

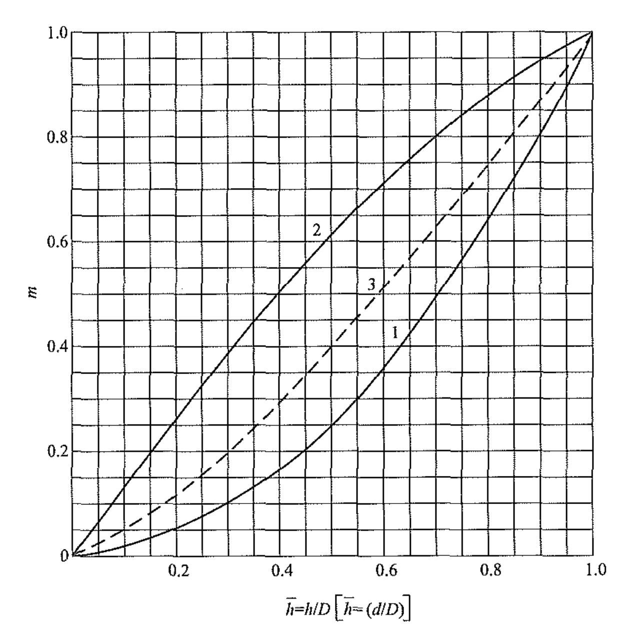
1）在含粉气流下的联箱阻力系数及因截面改变而引起的阻力系数按式（22-45）计算。

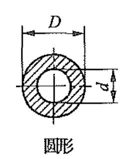
2）联箱在纯空气下的阻力系数按式（22-24）～式（22-26）确定；气体流经各种管道入口、出口及管道中的过渡段由于截面的变化所引起的阻力系数按表 22-4、图 22-3 及图 22-4 确定。

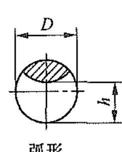
（7）节流孔板阻力。

1）纯空气下节流孔板的阻力系数与孔板的形式和节流比有关。气体含粉时，节流孔板的阻力系数还与气体的含粉浓度有关。节流孔板阻力系数对应于未经节流时管内平均速度。

2）典型的节流孔板节流比 m 按图 22-27 确定或按式（22-55）～式（22-57）计算。







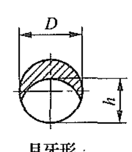


图 22-27　各形孔板节流比 m 的计算曲线

节流孔板为圆形时：

$$m=(d/D)^2=(\bar{d})^2 \qquad (22\text{-}55)$$

节流孔板为弧形时：

$$m=1-\frac{1}{\pi}\left(4\arctan\frac{\sqrt{1-\bar{h}^2}}{1+\bar{h}}-2\bar{h}\sqrt{1-\bar{h}^2}\right) \qquad (22\text{-}56)$$

节流孔板为月牙形时：

$$m=\frac{1}{\pi}\left[2\arctan\frac{\sqrt{2\bar{h}-\bar{h}^2}}{1+\bar{h}}-2(1-\bar{h})\sqrt{2\bar{h}-\bar{h}^2}\right] \quad (22\text{-}57)$$

3）圆形孔板在纯空气下阻力系数按图 22-28（μ=0 时）确定或按式（22-58）计算。

$$\zeta_{0J}=\left(\frac{1}{0.63m+0.37m^4}-1\right)^2 \quad (22\text{-}58)$$

圆形孔板在含粉气体下阻力系数按图 22-28 或表 22-11 确定。

4）弧形孔板在纯空气下的阻力系数按图 22-29（μ=0 时）确定或按式（22-59）计算。

$$\zeta_{0J}=\left(\frac{1}{0.58m+0.42m^4}-1\right)^2 \quad (22\text{-}59)$$

弧形孔板在含粉气体下阻力系数按图 22-29 或按表 22-11 确定。

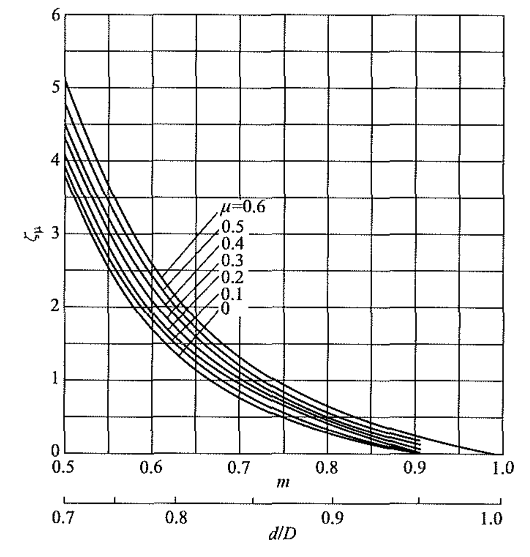


图 22-28　圆形节流元件的阻力系数（$Re\geqslant 14\times10^4$）

表 22-11　　典型节流孔板阻力系数 ζ_μ

类型	圆形				弧形					月牙形		
	d/D				h/D					h/D		
μ	0.71	0.80	0.85	0.90	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.6	0.7	0.8
0	3.8	1.3	0.55	0.15	4.5	2.0	0.85	0.30	0.10	4.5	1.7	0.65
0.1	4.1	1.4	0.63	0.2	4.7	2.2	0.93	0.36	0.13	4.9	1.9	0.72
0.2	4.3	1.5	0.7	0.25	4.9	2.3	1.0	0.42	0.16	5.3	2.1	0.79
0.3	4.5	1.6	0.78	0.3	5.1	2.5	1.1	0.48	0.19	5.7	2.3	0.86
0.4	4.8	1.8	0.85	0.35	5.3	2.6	1.2	0.54	0.21	6.1	2.5	0.93
0.5	5.0	1.9	0.93	0.40	5.5	2.7	1.3	0.6	0.25	6.5	2.6	1.0
0.6	5.3	2.0	1.0	0.45	5.7	2.9	1.4	0.7	0.30	6.8	2.8	1.1

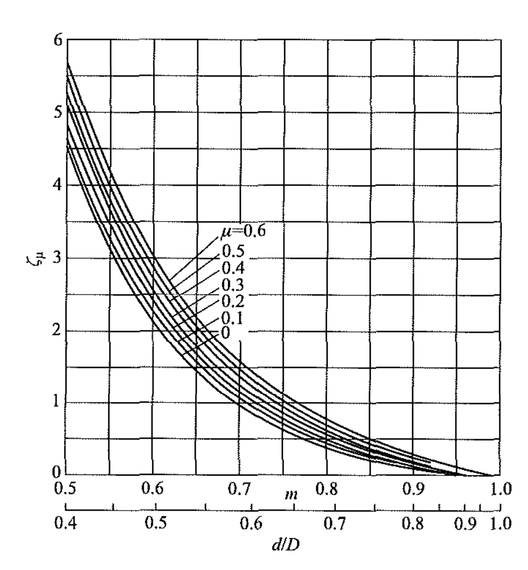


图 22-29　弧形节流元件的阻力系数（$Re\geqslant 14\times10^4$）

5）月牙形孔板在纯空气下阻力系数按图 22-30（μ=0 时）确定或按式（22-59）计算；月牙形孔板在含粉气体下的阻力系数按图 22-30 或表 22-11 确定。

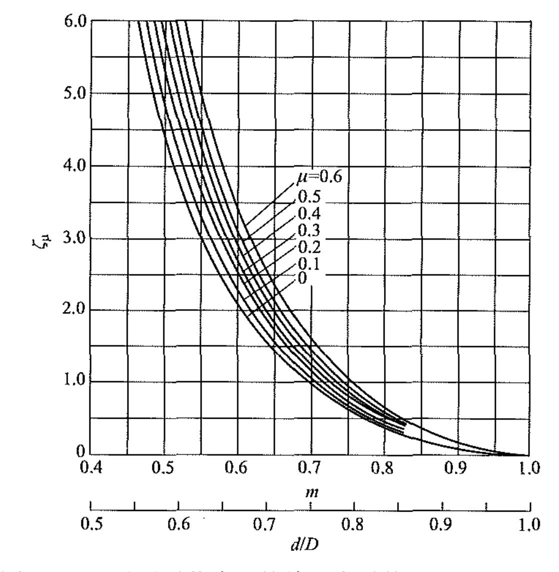


图 22-30　月牙形节流元件的阻力系数（$Re\geqslant 14\times10^4$）

四、设备和部件的阻力

1. 设备和部件阻力的计算公式

制粉系统设备和部件阻力按式（22-60）计算。

$$\Delta p_e=\zeta_0(1+K\mu)\frac{w^2}{2}\rho_g \qquad (22\text{-}60)$$

式中　ζ_0——纯气体下设备和部件的阻力系数，按表 22-12 选取；

K——气体含粉时的修正系数，按表 22-12 选取；

μ——设备或部件内的煤粉浓度，kg/kg；

w——与 ζ_0 相应截面的气流速度，所指截面按表 22-12 确定，m/s；

ρ_g——设备或部件内气流密度，kg/m^3。

表 22-12　　制粉系统设备和部件阻力系数

设备和部件名称		阻力系数 ζ	含粉修正系数 K	计算截面
煤块进入管子处		0.2	—	管子中
下降干燥设备（无插入管）		0.4	—	干燥设备的截面
下降干燥设备（有插入管）		0.8	—	干燥设备的截面
钢球磨煤机（不包括管接头）	筒体	0.5	0.8	喉口处
	喉体	0.4	0.8	喉口处
钢球磨煤机管接头	椭圆形	1.23	0.8	管接间末端
	槽形	0.7	0.8	管接头末端
轴向叶片型粗粉分离器		3.2	—	进口管
径向叶片型粗粉分离器		9.0	—	
旋风分离器		215	—	筒体截面
格栅式煤粉分配器 MF 系列		2.86	—	入口截面
杂质收集器（包括与燃料相撞所造成的阻力损失）		3.0	—	干燥管进口管段
肋片导流型煤粉分配器		1.46	—	入口截面
一次风箱	矩形截面	0.8	0.8	通往燃烧器的煤粉管道
	手套式	0.4	0.8	通往燃烧器的煤粉管道
煤粉混合器	一般类型	0.15	0.8	通往燃烧器的煤粉管道
	引射式（$2\alpha\leqslant15°$）	0.35	0.8	通往燃烧器的煤粉管道
	带双托板单面收缩式	0.35	0.8	通往燃烧器的煤粉管道
煤粉燃烧器	切向布置直流型	1.5	0.8	一次风喷口
	蜗壳旋流型	9.83	0.8	一次风喷口
	Babcock 型	2.16	0.8	一次风喷口
	оргрэс 型锥体 $\alpha=120°$ 时	3.5	0.8	一次风喷口
	оргрэс 型锥体 $\alpha=90°$ 时	2.0	0.8	一次风喷口
烟囱进口	与烟道接合处呈圆弧状	0.9	—	进口处
	与烟道接合处呈直角形	1.4	—	进口处
烟囱出口		1.1	—	出口处

注　表中未注明 K 的数值的，在阻力系数中均已包含含粉因素的影响，即按 $K=0$ 处理。

2. 磨煤机阻力

（1）钢球磨煤机本体的阻力 Δp_M 按式（22-61）计算。

$$\Delta p_M=\left(2\zeta_{thr}+\zeta_e+\zeta_n+\zeta_{dr}\frac{L_{dr}}{D_{dr}}\right)(1+0.8\mu)\rho_g\frac{w_{thr}^2}{2} \tag{22-61}$$

式中 ζ_{thr}、ζ_{dr}——磨煤机喉口和筒体在纯气体流动下的阻力系数，按表 22-12 确定；

ζ_e、ζ_n——断面扩张和收缩时的局部阻力系数（纯气体下），根据喉口和筒体面积比，按图 22-3 确定；

w_{thr}——喉口处气流速度，m/s。

实际计算时可按式（22-62）计算钢球磨煤机本体的阻力，也能达到一定的准确度。

$$\Delta p_M=3(1+0.8\mu)\rho_g\frac{w_{thr}^2}{2} \tag{22-62}$$

钢球磨煤机的阻力除磨煤机本身的阻力外还要计算进出口短管的阻力。进出口短管的阻力按式（22-60）计算，其中的阻力系数等参数按表 22-12 确定。

（2）轮式（MPS）、碗式（HP）、球环式（E）型磨煤机的阻力按磨煤机制造商提供的数据采用。

五、煤粉提升的压头损失

（1）计算煤粉提升压头损失按式（22-63）计算。

$$\Delta p_t=\sum\Delta Z_i\mu_i\rho_g g \tag{22-63}$$

式中 ΔZ_i——区段的提升高度（区段按煤粉浓度 μ 来划分），m；

μ_i——区段的煤粉浓度，kg/kg；

ρ_g——气体密度，kg/m³；

g——重力加速度，m/s²。

（2）储仓式系统的煤粉提升压头损失按式（22-64）计算。

$$\Delta p_t=(\Delta Z_1\mu_s' K_1+\Delta Z_2\mu_{Cyc}')\rho_g \tag{22-64}$$

式中 ΔZ_1——粗粉分离器和（钢球）磨煤机轴心标高差，m；

ΔZ_2——粗粉分离器与细粉分离器的标高差，m；

μ_s'、μ_{Cyc}'——粗粉分离器前细粉分离器前气流煤粉浓度，kg/kg；

K_1——考虑局部煤粉浓度增高的修正系数，K_1=1.1。

（3）直吹式制粉系数的煤粉提升压头损失是按分离器至燃烧器间的总高度差来计算。

（4）当制粉系统总高度小于 10m 且 μ<0.1kg/kg 时，可不考虑提升压头损失。

六、煤或煤粉的加速损失

（1）制粉系统设计时仅计算干燥管和煤粉混合器至燃烧器管段的加速损失。该加速损失是由于煤粉从混合器进入一次风管后一次风气流对煤粉进行加速后引起。钢球磨煤机至粗粉分离器管段的加速损失已包含在磨煤机阻力之中，故不进行此项计算。

（2）煤粉（煤）加速损失 Δp_r 按式（22-65）计算。

$$\Delta p_r=\mu\rho_g\omega^2 \tag{22-65}$$

公式中的 μ、ρ_g 和 w 采用相应于计算管段入口的浓度、气体密度和速度值。

七、气体入口处负压和入口阻力

（1）负压式制粉系统的入口的负压 S_{in} 采用下述数值：

1）用热空气作干燥剂时，S_{in}=200Pa。

2）用热空气和炉烟混合物作干燥剂时，抽烟口在炉膛出口时，S_{in}=20～50Pa；抽烟口在炉膛其他位置时，按锅炉厂数据计算。

（2）正压制粉系统的入口负压 S_{in} 按式（22-66）计算。

$$S_{in}=-p_{t,M} \tag{22-66}$$

式中 $p_{t,M}$——磨煤机干燥介质入口处全压，Pa。

（3）入口阻力 Δp_{in} 按式（22-67）计算。

$$\Delta p_{in}=\zeta\frac{\rho w^2}{2} \tag{22-67}$$

式中 ζ——入口阻力系数，根据引入口形式和气体进入方式由表 22-4 确定；

ρ——引入口处气体密度，kg/m³。

对于冷风的引入口在大气中、炉烟吸入口处，以及气体由其他较大空间引入时需计算入口损失。对于从其他管道吸入的情况，按气流分叉考虑。

八、自生通风

（1）制粉系统所有区段自生通风值的代数和即为系统总的自生通风值，按式（22-68）计算。

$$p_{sv}=\Sigma p_{svi} \tag{22-68}$$

式中 p_{svi}——i 区段的自生通风，按式（22-28）确定，Pa。

（2）制粉系统设计时，自生通风只在采用炉烟为干燥剂的直吹式制粉系统中才予考虑。

九、算例

例：送粉管道内径 0.56m，气体密度 1.0584kg/m³，一次风流速 26.1m/s，煤粉浓度 0.37kg/kg，送粉管道布置如图 22-31 所示，送粉管从标高 7.70m 垂直上升至

标高 13.598m，接垂直 90° 弯头，在此标高上走 2800mm，接水平 90° 弯头，在此标高上走 7017mm，接垂直 90° 弯头。垂直上升 3000mm，接燃烧器。试计算送粉管道阻力。

送粉管道阻力计算示例见表 22-13。

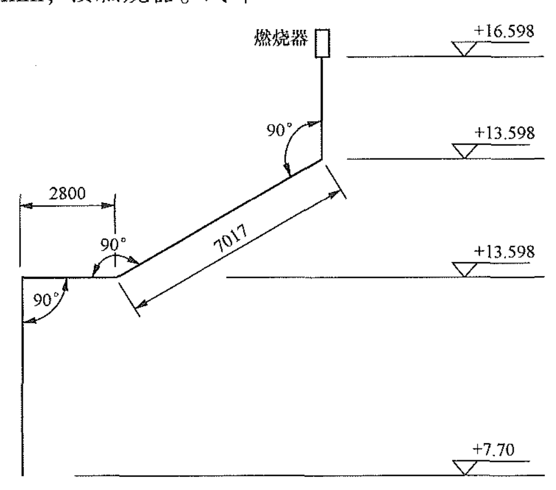


图 22-31　送粉管道布置（轴测图）

表 22-13　　送粉管道阻力计算示例

序号	名　称	符号	单位	依　据	结果
1	内径	D_e	m		0.56
2	弯曲半径	R	m	R=3D_e	1.68
3	气体密度	ρ_g	kg/m³		1.0584
4	一次风速	w	m/s		26.1
5	动压	p_d	Pa	$\frac{w^2}{2}\rho_g$	360.5
6	煤粉浓度	μ	kg/kg		0.37
7	提升高度	ΔZ	m	16.598–7.70	8.898
8	提升压头损失	Δp_t	Pa	$\Delta Z\mu\rho_g g$	34.1
9	直管段长度	L	m	5.898+2.8+7.017+3	18.715
10	纯空气的摩擦阻力系数	λ_0	—	$\frac{1}{\left(2\lg\frac{D_e}{\Delta}+1.14\right)^2}$	0.0134
11	管道内壁绝对粗糙度	Δ	m	表 22-2	0.0001
12	送粉管道的摩擦阻力系数	λ_μ	—	$\lambda_0(1+2.5\mu)$	0.0174
13	送粉管道的摩擦阻力	Δp_f	Pa	$\lambda_\mu\frac{L}{D_e}\times p_d$	209.6
14	单个弯头的纯空气局部阻力系数	ζ_{01}	—	表 22-6	0.13
15	总纯空气的局部阻力系数	ζ_0	—	$3\zeta_0$	0.39
16	送粉的局部阻力系数	ζ_μ	—	（1+2.5μ）ζ_0	0.75
17	送粉管道的局部阻力	Δp_v	Pa	$\zeta_\mu\times p_d$	270.4
18	燃烧器的阻力	Δp_e	Pa		540
19	送粉管系的总阻力	Δp	Pa	$\Delta p_t+\Delta p_f+\Delta p_v+\Delta p_e$	1054.1

第二十三章

烟风煤粉管道设计

第一节 设 计 参 数

一、介质设计压力

1. 烟风系统的介质设计压力

烟风系统的介质设计压力按最大运行压力、锅炉总燃料跳闸（MFT）时烟风道介质压力、最低介质设计压力三者中的最不利工况确定。

（1）最大运行压力：每个烟风道管段运行中介质可能出现的最大压力（正或负）。

（2）总燃料跳闸（MFT）时烟风道介质压力：锅炉 MFT 瞬态内爆时诱发对烟风道压力的影响，与炉膛瞬态防爆压力及炉膛设计压力有关。炉膛瞬态防爆压力及炉膛设计压力按锅炉技术协议中规定值，且应该符合 DL/T 5240《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》的有关规定。

（3）最低介质设计压力：任何烟风道中介质设计压力小于±2kPa 时，按±2kPa 采用。此±2kPa 称为最低介质设计压力。

典型大容量燃煤锅炉的烟风道介质设计压力的选用方法可按表 23-1～表 23-3 确定。

表 23-1　风道介质设计压力（q_0）选用方法

<table>
<tr><td>风道</td><td colspan="9">风道介质设计压力 q_0</td><td>炉膛设计压力①
$p_{fds}=p_{mft}/n_s$</td></tr>
<tr><td>空气流程</td><td>消声器</td><td colspan="2">风机</td><td>调温风③
密封风、冷却风
点火风</td><td colspan="2">空气
预热器</td><td>热风送粉管④
热风再循环
⑤
磨煤机干燥风</td><td colspan="2">大风箱</td><td>炉膛</td></tr>
<tr><td>设计等级</td><td colspan="2">常规</td><td colspan="3">离心－振动⑥
轴流－常规</td><td colspan="3">常规</td><td colspan="2">②</td></tr>
<tr><td rowspan="2">设计压力
±p 设计</td><td colspan="2" rowspan="2">（–）2kPa</td><td colspan="3" rowspan="2">1.5 倍风机运行压头</td><td colspan="2">工况 1：0.7（–）p_{fds}
（当 MFT 时）</td><td rowspan="2">（–）p_{fds}
（当 MFT
时）</td><td colspan="2" rowspan="2">p_{fds} 及 p_{mft}
按注②取值</td></tr>
<tr><td colspan="2">工况 2：风机 TB 点压头与 1.2 倍风机运行压头⑦的较大值</td></tr>
</table>

① （+）p_{fds} 为炉膛设计正压；（–）p_{fds} 为炉膛设计负压；（+）p_{mft} 为炉膛瞬态防爆正压力；（–）p_{mft} 为炉膛瞬态防爆负压力；n_s 为屈服极限安全系数。

② 炉膛瞬态防爆压力（p_{mft}）下相应的炉膛设计压力（p_{fds}）取为：（+）p_{fds}=（+）p_{mft}/n_s；（–）p_{fds}=（–）p_{mft}/n_s。p_{fds} 及 p_{mft} 按锅炉合同取值，且应符合 DL/T 5240—2010《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》的有关规定。

③ 至磨煤机的调温风道、密封风道、炉膛火焰检测器冷却风道，点火风机后的风道按常规设计；其介质设计压力与炉膛 MFT 无关，仅按表列方法确定。

④ 空气预热器出口的热风送粉热风管道、磨煤机干燥风道、热风再循环管道等不与炉膛连接，其介质设计压力按最大运行压力采用。中速磨煤机及双进双出钢球磨煤机正压直吹式制粉系统中，磨煤机进口风道应符合 DL/T 5203—2005《火力发电厂煤和制粉系统防爆设计技术规程》的有关规定。

⑤ 空气预热器出口的二次风热风道及其联络风道，按工况 1 的组合荷载及工况 2 的组合荷载分别计算，取最不利工况。

⑥ 离心式风机出口风道设计等级按振动，轴流式风机出口风道设计等级按常规。

⑦ 风机运行压头指 BMCR 工况下风机的运行压力。

表 23-2　　烟道介质设计压力（q_0）选用（引风机前）

烟道	炉膛设计压力 $p_{fds}=p_{mft}/n_s$		烟道介质设计压力 q_0			
烟气流程	炉膛	空气预热器	⟹	除尘器	⟹	引风机
设计等级	②	常规			常规	
设计压力 ±p 设计	p_{fds} 及 p_{mft} ① 按注②取值	（1）按 DL/T 5240—2010《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》中 15.3.3 条的有关规定选取。 （2）当低阻力配置时，p_0=1.1（−）p_{fds}（当 MFT 时）③			（1）按 DL/T 5240—2010《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》中 15.3.3 条的有关规定选取。 （2）当低阻力配置时，p_0=1.2（−）p_{fds}（当 MFT 时）③	

① （+）p_{fds} 为炉膛设计正压；（−）p_{fds} 为炉膛设计负压；（+）p_{mft} 为炉膛瞬态防爆正压；（−）p_{mft} 为炉膛瞬态防爆负压；n_s 为屈服极限安全系数。

② 炉膛瞬态防爆压力（p_{mft}）下相应的炉膛设计压力（p_{fds}）取为：（+）p_{fds}=（+）p_{mft}/n_s；（−）p_{fds}=（−）p_{mft}/n_s。p_{fds} 及 p_{mft} 按锅炉合同取值，且应符合 DL/T 5240—2010《火力发电厂燃烧系统设计计算技术规程》的有关规定。

③ 低阻力配置指采用常规大容量煤粉锅炉时，锅炉不设置烟气脱硝（SCR）及脱硫设施、空预器至引风机间仅设置静电除尘器、引风机出口直接连通至烟囱的烟气系统。当烟气系统采用低阻力配置时，可按 2 条选取 q_0。

表 23-3　　烟道介质设计压力（q_0）选用（引风机后）

烟道	烟道介质设计压力 q_0								
烟气流程	引风机	② ⟹	引风机出口关断门	⟹	脱硫装置	⟹	烟囱入口末级设备	⟹	烟囱
设计等级	离心－振动① 轴流－常规			离心－振动① 轴流－常规		常规		常规	
设计压力 ±p 设计	工况 1：1.5 倍 BMCR 工况下运行压力 工况 2：环境温度下、风机在启动工况下叶片最小运行角度时的零流量点全压，且不小于（+）3kPa			1.5 倍 BMCR 工况下运行压力		取 1.5 倍 BMCR 工况下运行压力与（+）2kPa 中的大值		±2kPa	

① 离心式风机出口风道设计等级按振动，轴流式风机出口风道设计等级按常规。

② 引风机出口至关断门上游的烟道，按工况 1 的组合荷载及工况 2 的组合荷载分别计算，取最不利工况。

2. 制粉系统的介质设计压力

煤粉系统设备、管道设计压力与燃料特性及系统形式有关，按防爆设计压力确定。详见本章的第七节相关内容确定。

二、介质设计温度

介质设计温度为锅炉最大连续出力时，介质在设计管段上的最高工作温度。煤粉系统和烟风系统设备、管道的设计温度与燃料特性和系统形式有关。介质设计温度应按设备资料及燃烧制粉系统热力计算的结果确定。

大容量煤粉锅炉一、二次风温度的设计取值范围见表 23-4。

表 23-4　　大容量煤粉锅炉一、二次风温度的设计取值范围

<table>
<tr><td rowspan="2">一、二次风温</td><td rowspan="2">系统</td><td rowspan="2">磨煤机形式及干燥方式</td><td>无烟煤</td><td>贫煤</td><td>烟煤</td><td>褐煤、页岩</td></tr>
<tr><td>$V_{daf}<10\%$</td><td>V_{daf}在10%～20%之间</td><td>$V_{daf}>20\%$</td><td>$V_{daf}>37\%$</td></tr>
<tr><td rowspan="9">磨煤机出口温度 t_{M2}（允许上限）（℃）</td><td rowspan="6">直吹式</td><td>中速磨煤机</td><td>—</td><td>130～100</td><td>90～65***</td><td>65</td></tr>
<tr><td>中速磨煤机</td><td>—</td><td colspan="3">当 $V_{daf}<40\%$时，$t_{M2}=(82-V_{daf})5/3\pm5$
当 $V_{daf}\geq40\%$时，$t_{M2}<60\sim70$</td></tr>
<tr><td>双进双出钢球磨煤机（空气干燥）</td><td>—</td><td>130～100</td><td>90～70</td><td>70～60</td></tr>
<tr><td>钢球磨煤机</td><td>≥130*</td><td>130～100**</td><td>90～65***</td><td>—</td></tr>
<tr><td>风扇磨煤机（空气干燥）</td><td>—</td><td>—</td><td>—</td><td>～100</td></tr>
<tr><td>风扇磨煤机（烟气空气混合干燥）</td><td>—</td><td>—</td><td>—</td><td>～180</td></tr>
<tr><td rowspan="3">储仓式</td><td>钢球磨煤机（空气干燥）</td><td>—</td><td>130～100</td><td>90～70</td><td>70～60</td></tr>
<tr><td>钢球磨煤机（烟气空气混合干燥）</td><td>—</td><td>—</td><td>120</td><td>90</td></tr>
<tr><td>钢球磨煤机</td><td>≥130*</td><td>130～100</td><td>—</td><td>—</td></tr>
<tr><td rowspan="4">一次风粉混合温度 t_{PA}（℃）</td><td rowspan="4">储仓式或半直吹式</td><td>乏气送粉</td><td>≥130*</td><td>130～100</td><td>—</td><td>—</td></tr>
<tr><td rowspan="2">热风送粉</td><td>260～220</td><td>230～190</td><td rowspan="2">—</td><td rowspan="2">—</td></tr>
<tr><td colspan="2">（一次风初始温度不应低于 330℃）</td></tr>
<tr><td>热风送粉</td><td>不限制</td><td>不限制</td><td><160</td><td><100</td></tr>
<tr><td colspan="3">二次风温推荐值 t_{sa}（℃）</td><td>400～380****</td><td>380～340</td><td>360～330*****</td><td>380～280</td></tr>
</table>

* 无限制、取决于磨煤机机械部分和制粉系统其他元件可靠运行的条件及干燥剂初温。

** 对于直吹式系统，极限温度为 150℃。

*** 对于易爆炸煤种，磨煤机出口温度取下限值。钢球磨用烟气空气混合干燥时，$t_{M2}=120$℃。

**** 如燃烧器具有强化燃烧措施且锅炉在稳燃与燃尽效果方面有成功的实践业绩，允许降低至 360℃。

***** 对于极易着火的烟煤，可以降低到 280℃。

对于高温炉烟管道，炉烟混合室的设计温度按抽炉烟口锅炉烟气的温度。炉烟管道高温段、落煤段和混合段的设计温度取各负荷工况下混合室出口的最高计算烟温，并且不考虑系统漏风的影响。内保温形式的高温炉烟管道按内部衬砌耐火保温材料外边的管壁温度确定。

低温省煤器、GGH、水媒式换热系统（MGGH）等烟气热交换装置出口烟道的设计温度按事故停运工况取值。

三、设计荷载

（一）设计荷载的组合

烟风煤粉管道的设计荷载包括以下荷载的组合：

（1）内压荷载——按本章前述内容确定的介质设计压力（正或负）。

（2）自重荷载——烟风煤粉管道的自重（包括加固肋、内撑杆）、保温和防腐材料的重量。

（3）附加荷载——雪载、风载及积灰、积煤等。

（4）平台荷载——支承于烟风道顶部横向加固肋上的通行平台自重及活荷载的总和。

自重荷载和附加荷载转化成当量荷载，结合内压荷载按对道体面板的作用效果进行组合，作为加固肋的设计荷载。

典型的矩形烟风道加固肋设计荷载按表 23-5 及表 23-6 确定。

表 23-5　　矩形烟风道体面板设计荷载组合表

道体及受力面		分项荷载（kPa）						组合设计荷载（kPa）	当量荷载（kPa）
		内压 p_0	自重 p_1	保温 p_2	积灰 p_3	雪载 p_4	风载 p_5	Σq （+）或（−）	Σq_{d1} （+）或（−）
正压道体	顶面	$+p_0$	$-p_1$	$-p_2$	0	$-p_4$	$+p_5$	$q_0-q_1-q_2-q_4+q_5$	$-q_1-q_2-q_4+q_5$
	侧面	$+p_0$	0	0	0	0	$+p_5$	q_0+q_5	$+q_5$
	底面	$+p_0$	$+p_1$	$+p_2$	$+p_3$	0	$+p_5$	$q_0+q_1+q_2+q_3+q_5$	$q_1+q_2+q_3+q_5$
负压道体	顶面	$-p_0$	$-p_1$	$-p_2$	0	$-p_4$	$+p_5$	$-q_0-q_1-q_2-q_4+q_5$	$-q_1-q_2-q_4+q_5$
	侧面	$-p_0$	0	0	0	0	$-p_5$	$-q_0-q_5$	$+q_5$
	底面	$-p_0$	$+p_1$	$+p_2$	$+p_3$	0	$+p_5$	$-q_0+q_1+q_2+q_3+q_5$	$q_1+q_2+q_3+q_5$

注　1. 荷载方向，由道体向外为“+”，向内为“−”。

2. 风道加固肋中，不考虑积灰荷载 q_3（回转式空气预热器出口处热风联络风道除外）。

3. 室内道体无风载 q_5。

表 23-6　　典型矩形烟风道加固肋设计荷载选用表

内压荷载	自重荷载（当量压力）												附加荷载（当量压力）		
介质设计压力 q_0（kPa）	冷风道		热风道					烟道					积灰荷载 q_3（kPa）	雪载 q_4（kPa）	风载 q_5（kPa）
	1m² 板肋重 q_1		1m² 板肋重 q_1		1m² 保温重 q_2			1m² 板肋重 q_1		1m² 保温重 q_2					
	板厚（mm）	重量（kPa）	板厚（mm）	重量（kPa）	密度（kg/m³）	温度（℃）	保温重（kPa）	板厚（mm）	重量（kPa）	密度（kg/m³）	温度（℃）	保温重（kPa）			
(+)p (−)p 按本章相关内容确定	3	0.35	3	0.35	120	250	0.29	5	0.59	120	150	0.24	按本章第一节中“(二)烟风道积灰荷载”的相关内容确定	按本章第一节中“(三)雪荷载”的相关内容确定	按本章第一节中“(四)风荷载”的相关内容确定
						350	0.34				200	0.27			
						400	0.38			220	150	0.36			
	4	0.47	4	0.47		250	0.29				200	0.41			
						350	0.34	6	0.71	120	150	0.24			
						400	0.38				200	0.27			
			3	0.35	220	250	0.45			220	150	0.36			
						350	0.54				200	0.41			
						400	0.61								
			4	0.47		250	0.45								
						350	0.54								
						400	0.61								

注　1. 道体壁面设计荷载 Σq 由 $q_0 \rightarrow q_5$ 各力在壁面上按表 23-5 组合而成。

2. 保温材料：软质为岩棉、矿渣棉制品，硬质为硅酸钙制品，如其他制品，则容量应作修正。“保温重 q_2” 中已包括保温结构辅料在内，按 0.1kPa/m² 采用。

3. 平壁保温厚度取 120mm（150℃），140mm（200℃），160mm（250℃），200mm（350℃），230mm（400℃）。

典型的圆形烟风道加固肋设计荷载按图 23-1 确定。圆形道体采用有限元分析，在每个微元上对内压荷载、自重荷载、保温荷载、积灰荷载、雪荷载及风荷载进行荷载组合。

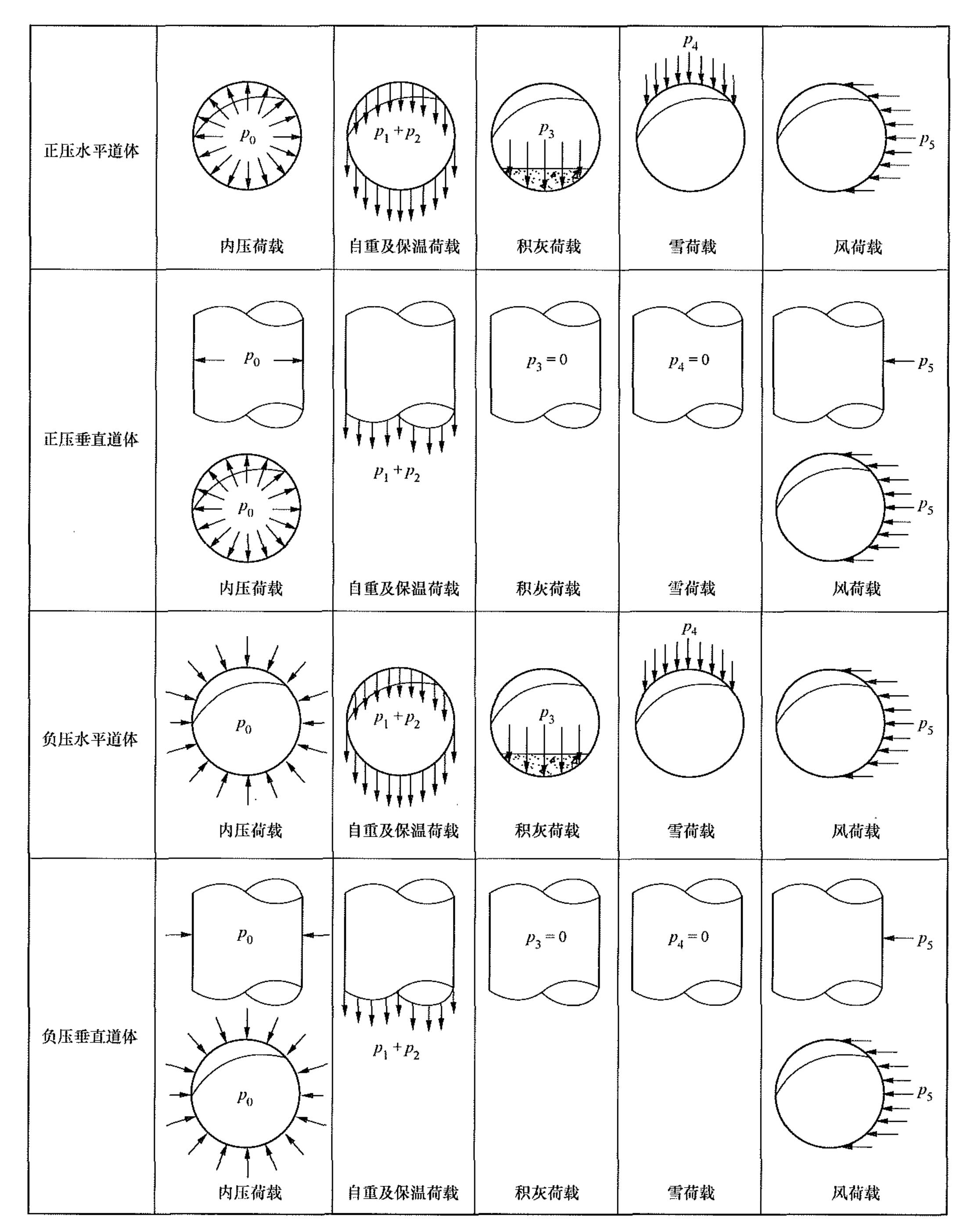


图 23-1　典型圆形烟风道加固肋设计荷载

p_0—内压荷载；p_1—自重荷载；p_2—保温荷载；p_3—积灰荷载；p_4—雪荷载；p_5—风荷载

（二）烟风道积灰荷载

1. 除尘器前水平烟道积灰高度（h_{sp}）

（1）对于 135MW 及以上机组，积灰高度 h_{sp} 一般按锅炉允许经常运行的低负荷，并保持烟道内烟气流速为 8m/s 时，所剩余的烟道截面高度计算。对于 135MW 及以上机组，当流场均匀、煤质中灰分较低且烟气设计流速不低于 12m/s 时，可以进一步降低积灰高度，但矩形烟道不应低于 1/6 烟道高度，圆形烟道不应低于管道底部水平覆盖积灰占 1/6 流通截面积。

（2）对于局部流动速度低、易形成积灰的水平烟道（如除尘器前水平联络烟道、局部区域低流速易积灰的异形烟道），矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 取 1/3 烟道高度，圆形烟道取管道底部水平覆盖积灰占 1/3 流通截面积。

（3）对于机组运行时长期不流通烟气的水平烟道（如作为备用的烟道或旁路烟道），矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 取 1/3 烟道高度，圆形烟道取管道底部水平覆盖积灰占 1/3 流通截面积。

（4）除以上（1）、（2）、（3）条外，积灰高度 h_{sp} 按锅炉允许经常运行的低负荷，并保持烟道内烟气流速为 8m/s 时，所剩余的烟道截面高度计算。

2. 除尘器后水平烟道积灰高度（h_{sp}）

除尘器后水平烟道积灰与除尘方式、机组运行方

式有关，积灰高度 h_{sp} 按下列条件确定：

（1）对于135MW以下机组或者烟囱出口烟尘排放浓度高于GB 13223—2011《火电厂大气污染物排放标准》中表1规定限值的机组或者在除尘设备故障时机组仍然运行的电厂，积灰高度 h_{sp} 按下列条件确定：

1）对于静电、电袋、布袋等高效率除尘器，矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 一般不低于1/8烟道高度，圆形烟道一般不低于管道底部水平覆盖积灰占1/8流通截面积。

2）对于多管式、文丘里水膜式等低效率除尘器，矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 取不低于1/6烟道高度，圆形烟道取不低于管道底部水平覆盖积灰占1/6流通截面积。

（2）对于135MW及以上机组，烟囱出口烟尘排放浓度不高于GB 13223—2011《火电厂大气污染物排放标准》中表1规定限值，并且在除尘设备故障时机组就立即停运的电厂，积灰高度 h_{sp} 按下列条件确定：

1）矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 一般不低于1/12烟道高度，圆形烟道一般不低于管道底部水平覆盖积灰占1/12流通截面积。

2）对于局部流动速度低、易形成积灰的水平烟道（如除尘器后水平联络烟道、局部区域低流速易积灰的异形烟道），矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 一般不低于1/6烟道高度，圆形烟道一般不低于管道底部水平覆盖积灰占1/6流通截面积。

3）对于机组运行时长期不流通烟气的水平烟道（如作为备用引风机的进出口烟道或旁路烟道），矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 一般不低于1/6烟道高度，圆形烟道一般不低于管道底部水平覆盖积灰占1/6流通截面积。

4）对于流通湿烟气的净烟道，圆形管道按不低于管道底部水平覆盖积灰占1/12流通截面积及周围均匀覆盖积灰占1/12流通截面积两种情况同时考虑，取最不利计算结果。

5）脱硫吸收塔出口15m长度范围内的水平烟道，矩形烟道的积灰高度 h_{sp} 按不低于1/8烟道高度；圆形烟道按不低于管道底部水平覆盖积灰占1/8流通截面积及周围均匀覆盖积灰占1/8流通截面积两种情况同时考虑，取最不利计算结果。

3. 回转式空气预热器出口处水平联络风道积灰高度

回转式空气预热器出口处水平联络风道积灰高度 h_{sp} 按0.3m取用。

4. 倾斜烟风道积灰高度

倾斜烟风道积灰高度 h_{qx} 按式（23-1）计算。

$$h_{qx}=h_{sp}(1-\tan\alpha) \tag{23-1}$$

式中　α——烟风道底面与水平面的倾角，（°）；

h_{sp}——水平烟风道（$\alpha=0°$）的积灰高度，m；

h_{qx}——倾角为 α 时的积灰高度，m。

5. 积灰重力密度

积灰重力密度按试验数据或同煤种工程实测数据采用；当无依据时可按如下数据近似采用：

干灰，积灰重力密度 $\rho_F=8\sim10kN/m^3$（神府东胜煤 $12kN/m^3$）；湿灰，积灰重力密度 $\rho_F=15kN/m^3$。

石灰石-石膏湿法脱硫系统及海水脱硫系统中，事故喷淋装置至吸收塔入口的原烟道、吸收塔出口至烟气热交换装置（如GGH或MGGH）入口的净烟道、烟气热交换装置（如GGH或MGGH）出口的净烟道应按湿灰计算。吸收塔入口前最低位弯头至事故喷淋装置的原烟道（不设置烟气热交换装置时）、烟气热交换装置（如低温省煤器、GGH或MGGH）入口前最低位弯头至烟气热交换装置入口的原烟道、烟气热交换装置（如低温省煤器、GGH或MGGH）出口至事故喷淋装置的原烟道宜按湿灰计算。

回转式空气预热器出口烟道低位段、湿式除尘器出口烟道按湿灰计算。

6. 积灰荷载

烟风道积灰荷载按式（23-2）计算。

$$q_F=h_F\rho_F \tag{23-2}$$

式中　q_F——积灰荷载（在加固肋计算中 $q_F=q_3$），kPa或 kN/m^2；

h_F——积灰高度（即为 h_{sp} 或 h_{qx}），m；

ρ_F——积灰重力密度，kN/m^3。

（三）雪荷载

作用于露天烟风道加固肋上的雪荷载当量压力，按式（23-3）计算。

$$q_4=\mu_r S_0 \tag{23-3}$$

式中　q_4——雪荷载当量压力，kPa；

μ_r——积雪分布系数，对圆形管道取 $\mu_r=0.4$，对矩形管道取 $\mu_r=1.0$；

S_0——基本雪压，kN/m^2。

基本雪压系以当地一般空旷平坦地面上统计所得30年一遇最大积雪的自重确定。

工程采用的基本雪压取自水文气象专业资料，也可按《建筑结构荷载规范》中“全国基本雪压分布图”的规定采用。

（四）风荷载

作用于露天烟风道加固肋上的风荷载当量压力，按式（23-4）计算。

$$q_5=\beta_z\mu_s\mu_z p_0 \tag{23-4}$$

式中　q_5——风荷载当量压力，kPa；

β_z ——z 高度处的风振系数，取 $\beta_z \approx 1.0$；

μ_s ——风荷载体型系数，按表 23-7 采用；

μ_z ——风压高度变化系数，按表 23-8 采用；

p_0 ——基本风压，kN/m²。

表 23-7　　风荷载体型系数

序号	简图	μ_s值								
1	单管	当 $p_0d^2 \leqslant 0.002$ 时，$\mu_s=+1.2$ 当 $p_0d^2 \geqslant 0.0012$ 时，$\mu_s=+0.7$ 中间值按插入法计算								
2	上下双管	s/d	≤0.25	0.5	0.75	1.0	1.5	2.0	≥3.0	
		μ_s	+1.4	+1.05	+0.88	+0.82	+0.76	+0.73	0.7	
3	前后双管	s/d	≤0.5	1.0	1.5	3.0	4.0	6.0	8.0	≥10.0
		μ_s	+0.79	+1.0	+1.1	+1.15	+1.26	+1.30	+1.33	+1.40
		μ_s值为前后两管之和，其中前管为+0.7								
4	前后密排多管	$\mu_s=+1.65$ μ_s值为各管之总和，其中前管为+0.7								
5	矩形（+0.8，−0.7，−0.5，−0.7）	μ_s按左图各边取值								

注　1. 图表中符号→表示风向；+表示压力（向内）；一表示吸力（向外）。

2. 序号 2、3 中，当两根管径不等时，取 $d=(d_1+d_2)/2$，查表求 μ_s 值。

3. 序号 4 中，当管径不等时，则按 $d=\Sigma d_i/n$ 查表求 μ_s 值（Σd_i 为各管直径总和，n 为管道根数）

表 23-8　　风压高度变化系数 μ_z

离地面或海平面高度（m）	地面粗糙度类别		
	A	B	C
5	1.17	0.80	0.54
10	1.38	1.00	0.71
15	1.52	1.12	0.84
20	1.63	1.25	0.94
30	1.80	1.42	1.11
40	1.92	1.56	1.24
50	2.03	1.67	1.36
60	2.12	1.77	1.46
70	2.20	1.86	1.55
80	2.27	1.95	1.64
90	2.34	2.02	1.72
100	2.40	2.09	1.79
150	2.64	2.38	2.11

注　地面粗糙度分为 A、B、C 三类：A 类指近海面、海岛、海岸、湖岸及沙漠地区；B 类指田野、乡村、丛林、丘陵以及房屋比较稀疏的中、小城镇和大城市郊区；C 类指有密集建筑群的大城市市区。

基本风压系以当地比较空旷平坦地面上离地 10m 高统计所得的 30 年一遇 10min 平均最大风速 v_0(m/s) 为标准，按 $p_0 = v_0^2/1600$ 确定的风压值。

工程采用的基本风压取自水文气象专业资料，也

可按《建筑结构荷载规范》中“全国基本风压分布图”的规定采用，但不得小于 0.25kN/m^2。

由于地形的差别，基本风压应进行修正。山区可按相邻地区的基本风压乘以下列调整系数采用：

山间盆地、谷地等闭塞地形　　0.75～0.85；

与大风方向一致的谷口、山口　　1.2～1.5。

海岛可按邻近陆地上的基本风压乘以下列调整系数采用：

距海岸距离　　<40km　　1.0；

距海岸距离　　40～60km　　1.0～1.1；

距海岸距离　　60～110km　　1.1～1.2。

四、介质流速

（一）烟风煤粉管道介质流速

选择烟风煤粉管道的介质流速，应考虑介质特性、设备条件以及运行费用和工程投资等因素。对于煤粉管道和烟道，还需考虑防止堵粉、过量积灰和磨损的要求。

设计流速按表 23-9 确定，表中推荐数值适用于以下条件：

1. 出力条件

（1）烟风道，按锅炉最大连续出力选择。

（2）煤粉管道及一次风道，对直吹式煤粉系统按锅炉最大连续出力时磨煤机所需出力选择；对中间储仓式煤粉系统，按磨煤机最佳出力选择，其中热风送粉管道按锅炉最大连续出力选择。

2. 煤质条件

表23-9 所列的推荐设计流速是按设计煤质计算所得的，对于校核煤质应符合推荐流速上、下限的要求。

3. 布置条件

（1）表 23-9 所列数据为主管道流速。当介质流量较小及/或单位长度局部阻力较小时，可取推荐流速范围内的较大值，反之取较小值。对于短管道，可根据设备的接口尺寸确定。对于支管，可按此管道可用压降的大小，取用适当的高流速。

（2）送粉管道的流速下限值适用于水平布置的管道。

4. 煤价条件

高煤价地区风道可取推荐流速范围内的较小值，反之取较大值。

表 23-9　烟风煤粉管道的推荐设计流速　　（m/s）

系统	管 道 名 称	流 速
烟风系统	送风机及一次风机进、出口冷风道	10～12
	循环流化床锅炉流化风机进、出口冷风道	10～20
	热风（包括温风）总风道	15～25
	空气预热器热风再循环风道①	25～35
	干燥剂送粉、一次风机热风送粉及直吹式制粉系统的二次风道	15～25
	送风机热风送粉系统的二次风道①	25～35
	循环流化床锅炉空预器出口热一次风道及热二次风道	15～25
	循环流化床锅炉播煤增压热风道	15～25
	空气预热器后通往烟囱的烟道②	10～15
	脱硫吸收塔出口的玻璃钢烟道③	10～20
煤粉系统	通往磨煤机、高温干燥风机、一次风总管和热一次风机的压力冷风道④	10～25
	一次风总管（包括直吹式制粉系统中通往磨煤机的热一次风道）⑤	15～25
	通往磨煤机、高温干燥风机、热一次风机和排粉机的热（温）风道⑥	20～25
	通往磨煤机的高温烟道和炉烟、热风混合烟道⑦	12～28
	冷炉烟风机通往混合室的低温烟道	10～15
	磨煤机至粗粉分离器或粗粉分离器至排粉机的制粉管道	15～18
	粗粉分离器至细粉分离器的制粉管道	14～17
	细粉分离器至排粉机的制粉管道	12～16
	储仓式系统干燥剂送粉的送粉管道⑧	22～28
	储仓式系统热风送粉的送粉管道⑧⑨	28～32
	三次风管道	22～40
	干燥剂再循环风道	25～45
	直吹式制粉系统的送粉管道⑧	22～28
	通往烟囱或炉膛上部的乏气管道⑧	22～35
	密封风和火焰检测器冷却风管道⑩	13～25

① 对于热风再循环风道及送风机热风送粉系统的二次风道，应进行剩余压头的验算。当剩余压头较大时，流速宜取上限值。

② 空气预热器通往除尘器的烟道，当燃用高灰分且磨损性较强的燃料时，流速宜取下限值。湿法脱硫后的烟道，流速宜取上限值。湿式除尘器后的烟道，流速宜取上限值。

③ 对于脱硫吸收塔出口就近笔直接入排烟冷却塔的玻璃钢烟道，流速宜取为 15～20m/s。其他的玻璃钢烟道（如脱硫吸收塔出口至湿式除尘器进口的烟道、湿式除尘器出口至烟囱的烟道），流速宜取为 14～15m/s。

④ 压力冷风流速选取时应进行剩余压头裕量的验算，并以冷热风汇合处的冷风静压高于热风静压作为必要条件，同一机组的压力冷风流速宜低于热风流速。对于正压直

吹式制粉系统的压力冷风（调温风），流速宜取为 10～15m/s。

⑤ 对于正压直吹式制粉系统，当校核煤质原煤水分比设计煤质大得多且影响干燥出力时，热一次风道流速宜取下限值，并结合设计煤种及校核煤种统筹考虑。

⑥ 当校核煤质原煤水分比设计煤质大得多且影响干燥出力时，流速宜取下限值，并结合设计煤种及校核煤种统筹考虑。

⑦ 对于褐煤炉风扇磨煤机制粉系统的高温炉烟管道，流速宜取为 20～28m/s。对于内保温结构形式（内壁敷设耐火砖）的高温烟道和混合烟道，当煤粉系统抽吸能力允许时，宜选取较高流速。对于外保温结构形式的高温烟道和混合烟道，宜选取较低流速。对钢球磨煤机储仓式系统，应综合考虑布置、系统漏风和风机耗电等因素后选取。

⑧ 送粉管道应按锅炉磨煤机可能出现的较低负荷的运行方式，核算送粉管道流速是否满足本章第七节规定的防爆要求。

⑨ 当气粉混合物温度超过 260℃时，送粉管道流速宜取上限值；在高海拔地区，经修正后的热风送粉流速，不宜超过 35m/s。

⑩ 对于热风送粉系统，干燥剂再循环风道的流速宜取下限值。

⑪ 密封风管道的流速宜取中上值，火焰检测器冷却风管道宜取中下值流速。

（二）高海拔气压修正

（1）确定在海拔大于 300m 地区的烟风煤粉管道截面时，应考虑大气压力降低的影响，对介质的容积流量和表 23-9 的推荐流速进行修正。

（2）烟风道的流量修正系数为 1013/B，流速不作修正。B 为当地海拔标高下的年平均大气压力，单位为 hPa。标准大气压下为 1013hPa。

（3）中间储仓式系统的制粉管道的流量、流速的修正系数为（1013/B）$^{1/2}$。

（4）中间储仓式系统的送粉管道和直吹式系统的制粉管道、送粉管道的流量修正系数为 1013/B，流速修正系数为（1013/B）$^{1/2}$。

第二节 管道规格和材料

一、管道规格

烟风煤粉系统进行空气动力计算前，应根据介质流量和推荐流速来选择烟风煤粉管道的截面尺寸。

制粉、送粉、原煤管道截面宜采用圆形。管道直段长度较长的情况下，烟风道可采用圆形截面；当布置上有困难或由此而增加较多异形件，烟风道宜采用矩形截面。

矩形烟风道的短边与长边之比不宜小于 0.4～0.5。

圆形烟风煤粉管道宜按常用系列管道规格选取。常用系列管道规格见表 23-10～表 23-14。

表 23-10 公制送粉管道规格系列

公称通径 DN (mm)	外径×壁厚 D_W×S (mm)	材料	备注
100	108×8 或 114×8	10 Q235-A	（1）宜选用无缝钢管，亦可用焊接钢管代替。 （2）ϕ580×10mm、ϕ680×10mm、ϕ770×10mm 为非标准规格
150	159×8		
200	219×8		
250	273×9		
300	325×10		
350	377×10		
400	426×10		
450	480×10		
500	530×10		
550	580×10		
600	630×10		
650	680×10		
700	720×10		
750	770×10		
800	820×10		

表 23-11 英制送粉管道规格系列

公称直径 DN [in（mm）]	外径 D_W [in（mm）]	平均厚 S [in（mm）]	材料	备注
4（101.6）	4.500（114.3）	0.237（6.02）	10 Q235-A	（1）英制规格适用于引进型机组及进口机组上。 （2）宜选用无缝钢管，亦可采用焊接钢管代用。 （3）括号外的数值为英寸单位，括号内的数值为毫米单位
5（127.0）	5.563（141.3）	0.258（6.55）		
6（152.4）	6.625（168.28）	0.28（7.112）		
7（177.8）	7.625（193.68）	0.301（7.645）		
8（203.2）	8.625（219.08）	0.322（8.179）		
9（228.6）	9.625（244.48）	0.342（8.687）		
10（254.0）	10.750（273.05）	0.365（9.271）		
11（279.4）	11.750（298.45）	3/8（9.525）		
12（304.8）	12.750（323.85）	3/8（9.525）		

续表

公称直径 DN [in（mm）]	外径 D_W [in（mm）]	平均厚 S [in（mm）]	材料	备注
14（355.6）	14.00（355.6）	3/8（9.525）	10 Q235-A	（1）英制规格适用于引进型机组及进口机组上。（2）宜选用无缝钢管，亦可采用焊接钢管代用。（3）括号外的数值为英寸单位，括号内的数值为毫米单位
15（381.0）	15.00（381）	3/8（9.525）		
16（406.4）	16.00（406.4）	3/8（9.525）		
17（431.8）	17.00（431.8）	3/8（9.525）		
18（457.2）	18.00（457.2）	3/8（9.525）		
20（508.0）	20.00（508）	3/8（9.525）		
22（558.8）	22.00（558.8）	3/8（9.525）		
24（609.6）	24.00（609.6）	3/8（9.525）		
26（660.4）	26.00（660.4）	3/8（9.525）		
28（711.2）	28.00（711.2）	3/8（9.525）		
30（762.0）	30.00（762.0）	3/8（9.525）		
32（812.8）	32.00（812.8）	3/8（9.525）		
34（863.6）	34.00（863.6）	3/8（9.525）		
36（914.4）	36.00（914.4）	3/8（9.525）		
42（1066.0）	42.00（1066.0）	3/8（9.525）		
48（1219.2）	48.00（1219.2）	3/8（9.525）		

表 23-12　制粉管道规格系列

公称通径 DN	外径×壁厚 $D_W \times S$	材料	备注
mm			
100	108×4 或 114×4	Q235-A	
125	133×4		
150	159×4.5		
200	219×5		
250	273×5		
300	325×5		

续表

公称通径 DN	外径×壁厚 $D_W \times S$	材料	备注
mm			
350	377×5	Q235-A	
400	426×5		
450	480×5		
500	530×5		
550	580×5		
600	630×5		
700	720×5		
800	820×5		
900	920×5		
1000	1020×5		
1100	1120×5		
1200	1220×5		
1300	1320×5		
1400	1420×5		
1500	1520×5		
1600	1620×5		
1800	1820×5		
2000	2020×5		

表 23-13　圆形风道规格系列

公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料	公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料
mm			mm		
200	219	$t \leq 400$℃，Q235 $t \leq 475$℃，Q345 $t \leq 430$℃，10 钢	1300	1320	$t \leq 400$℃，Q235 $t \leq 475$℃，Q345 $t \leq 430$℃，10 钢
250	273		1400	1420	
300	325		1500	1520	
350	377		1600	1620	
400	426		1800	1820	
450	480		2000	2020	
500	530		2200	2220	
600	630		2400	2420	
700	720		2600	2620	
800	820		2800	2820	
900	920		3000	3020	
1000	1020		3200	3220	
1100	1120		3400	3420	
1200	1220		3600	3620	

续表

公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料	公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料
mm			mm		
3800	3820	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345 t≤430℃，10 钢	7000	7020	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345 t≤430℃，10 钢
4000	4020		7400	7420	
4200	4220		7800	7820	
4400	4420		8200	8220	
4600	4620		8600	8620	
4800	4820		9000	9020	
5000	5020		9400	9420	
5400	5420		9800	9820	
5800	5820		10200	10220	
6200	6220		10800	10820	
6600	6620				

注 圆形风道壁厚一般为 3～4mm，高压力（如循环流化床机组）的风道可适当增加壁厚。大截面圆形风道可根据管径的增大相应增加壁厚，并结合加固肋的设置方案通过有限元计算确定壁厚。

表 23-14 圆形烟道规格系列

公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料	公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料
mm			mm		
200	219	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345	1600	1620	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345
250	273		1800	1820	
300	325		2000	2020	
350	377		2200	2220	
400	426		2400	2420	
450	480		2600	2620	
500	530		2800	2820	
550	580		3000	3020	
600	630		3200	3220	
700	720		3400	3420	
800	820		3600	3620	
900	920		3800	3820	
1000	1020		4000	4020	
1100	1120		4200	4220	
1200	1220		4400	4420	
1300	1320		4600	4620	
1400	1420		4800	4820	
1500	1520		5000	5020	

续表

公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料	公称通径 DN	外径 $D_W \times S$	材料
mm			mm		
5400	5420	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345	8200	8220	t≤400℃，Q235 t≤475℃，Q345
5800	5820		8600	8620	
6200	6220		9000	9020	
6600	6620		9400	9420	
7000	7020		9800	9820	
7400	7420		10200	10220	
7800	7820		10800	10820	

注 圆形烟道壁厚一般为 5mm。大截面圆形烟道可根据管径的增大相应增加壁厚，并结合加固肋的设置方案通过有限元计算确定壁厚。

烟风煤粉管道的壁厚偏差应满足相关标准的规定，并遵守下列规定。

1. 烟道

（1）烟道的壁厚宜为 5mm。截面 16m² 及以上的矩形烟道，其壁厚可取 6mm。

（2）大截面圆形烟道可根据管径的增大相应增加壁厚，并结合加固肋的设置方案通过有限元计算确定壁厚，但壁厚不宜小于 5mm。

（3）抽炉烟管道壁厚可根据介质参数和运行工况来确定。

2. 风道

（1）冷风道宜为 3～4mm。高压力（如循环流化床机组）的冷风道可为 5～6mm。

（2）热风道宜为 3～4mm，磨煤机进口干燥管热风道宜采用 6mm。高压力（如循环流化床机组）的热风道可为 4～5mm。

（3）圆形风道可根据管径的增大相应增加壁厚，并结合加固肋的设置方案通过有限元计算确定壁厚，但壁厚不宜小于 3mm。

3. 原煤管道

原煤管道与金属小煤斗宜为 8～10mm。

4. 制粉、送粉管道

（1）磨煤机至排粉机的制粉管道、回粉管、落粉管、煤粉仓放粉管宜为 5mm，易磨损或检修不方便的管段可局部加厚。

（2）吸潮管宜为 4～4.5mm。

（3）气粉混合器前的一次风道，当采用热风送粉时宜为 3～4mm；当采用干燥剂送粉时宜为 5mm。

（4）排粉机出口风箱宜为 8mm。

（5）直吹式系统送粉管道及气粉混合器后的一次风道宜为 8～10mm。

（6）三次风道、开式制粉系统的乏气管、再循环管宜为5mm。

（7）给粉管宜为4～4.5mm。

5. 防爆门

短管宜为5mm，引出管宜为3mm。

二、管道材料

1. 管道材料的选择

烟风煤粉管道材料应根据介质设计温度及环境计算温度选用。工程设计中的环境计算温度按气象资料确定，也可按GB 50736《民用建筑供暖通风与空气调节设计规范》中规定的“冬季空气调节室外计算温度”确定。

常用结构钢材及其使用温度按表23-15采用。钢材在低温条件下存在冷脆特性，在低温条件下使用时应对钢材的性能有附加要求。

表23-15　常用结构钢材及其使用温度表

钢种与标准号	钢号	推荐使用温度（℃）	允许的上下限温度（℃）	使用限制条件	适用范围举例	备注
普通碳素钢，GB/T 700《碳素结构钢》	Q235-A	0～300	最低：－20 最高：350	不宜作单轨梁及支吊架，否则应有： （1）当环境温度高于0℃时，应有常温冲击及弯曲试验的合格保证。 （2）当环境温度高于－20℃时，应有0℃冲击及弯曲试验的合格保证	烟风煤及制粉管道、加固肋、支吊架、平台扶梯、单轨梁、金属煤斗、送粉管道、三次风管道等，按不同温度要求选用	除支吊架、平台扶梯、单轨梁、金属煤斗、螺栓、螺母等受力构件外其他用于制作非承重结构的风道及煤粉管道（如道体及加固肋），可按“允许的上限温度”提高50℃使用
	Q235-B	0～300	最低：－20 最高：350	作动载荷结构如单轨梁及支吊架时，当环境温度低于0℃且高于－20℃时，应有0℃冲击及弯曲试验的合格保证		
	Q235-C	0～300	最低：－20 最高：350	无使用限制		
	Q235-D	－20～300	最低：－40 最高：350	无使用限制		
低合金高强度结构钢，GB/T 1591《低合金高强度结构钢》	Q345-A	0～400	最低：－20 最高：475	不宜作单轨梁及支吊架，否则应有： （1）当环境温度高于0℃时，应有常温冲击及弯曲试验的合格保证。 （2）当环境温度高于－20℃时，应有0℃冲击及弯曲试验的合格保证	耐磨用，极低温、高温用结构材料，高温烟风道用材	用作单轨梁及支吊架等受力构件时，允许上限温度为425℃
	Q345-B	0～400	最低：－20 最高：475	作动载荷结构如单轨梁及支吊架时，当环境温度低于0℃且高于－20℃时，应有0℃冲击及弯曲试验的合格保证		
	Q345-C	0～400	最低：－20 最高：475	无使用限制		
	Q345-D	－20～400	最低：－40 最高：475	无使用限制		
	Q345-E	－40～400	＞－60，475	无使用限制		
优质碳素钢，GB/T 699《优质碳素结构钢》	10、20	0～425	最低：－20 最高：430	—	送粉管道，高温风道	—
不锈钢板，GB/T 4237《不锈钢热轧钢板和钢带》、GB 3280《不锈钢冷轧钢板和钢带》	06Cr13、12Cr13等	—	—	—	金属煤斗，煤斗内衬，给煤管道、落煤管道	高温使用时宜用12Cr18Ni9牌号（GB/T 4238《耐热钢钢板和钢带》）
低碳奥氏体耐热钢板，GB/T 4237《不锈钢热轧钢板和钢带》	022Cr19Ni10	0～800	0～800	—	高温炉烟管道	—

烟风煤粉管道及其零部件和加固肋材料可采用Q235钢制作，不得采用沸腾钢。送粉管道可选用10钢或Q235钢。

部分烟风道可采用Q345低合金钢板制作，满足防爆、防磨、防堵、防漏、防腐蚀的要求。当通过排烟冷却塔排放烟气时，脱硫吸收塔出口至排烟冷却塔之间的烟道宜采用玻璃钢烟道。

2. 材料的许用应力

钢材的许用应力，根据钢材的强度特性，取式（23-5）中的较小值：

$$\frac{\sigma_b^{20}}{n_b},\frac{\sigma_s^t}{n_s},\frac{\sigma_D^t}{n_D} \tag{23-5}$$

式中 σ_b^{20}——钢材在20℃温度下的抗拉强度最小值，MPa；

n_b——抗拉强度安全系数，取$n_b=3$；

σ_s^t——钢材在设计温度下的屈服极限最小值，MPa；

n_s——屈服极限安全系数，取$n_s=1.5$；

σ_D^t——钢材在设计温度下10^5h的持久强度平均值，MPa；

n_D——持久强度安全系数，取$n_D=1.5$。

常用结构钢材的许用应力数据，见表23-16。常用结构钢材的弹性模量数据，见表23-17。钢材使用温度低于0℃时的许用应力按20℃时取用；低温使用限制条件按表23-15确定。

表23-16 常用结构钢材的许用应力表 （MPa）

钢号与标准号		Q235	钢号与标准号		10	20	Q345
		GB/T 700			GB/T 699		GB/T 1591
σ_b^{20}		375	σ_b^{20}		335	390	470
σ_s^{20}		235	σ_s^{20}		205	245	345
设计温度（℃）	≤20	125	设计温度（℃）	≤20	112	130	157
	100			100			
	150			150	108		
	200	116		200	101	123	
	250	104		250	92	110	156
	300	95		300	83	101	144
	350	[86]		350	77	92	134
	400	[66]		400	71	86	125
				425	69	83	93
				450	61		66
				475	41		43

注 1. 低温状态下钢材许用应力按20℃时选用。
2. [ ] 内数字供参考使用。

表23-17 常用结构钢材的弹性模量表（E值） （GPa）

钢号		Q235	10	20	Q345
		GB/T 700	GB/T 699		GB/T 1591
设计温度（℃）	20	206	198		206
	100	200	191	183	200
	200	192	181	175	189
	250	188	176	171	185
	260	187	175	170	184
	280	186	173	168	183
	300	184	171	166	181
	320		168	165	179
	340		166	163	177
	350	[170]	164	162	176
	360		163	161	175
	380		160	159	173
	400	[160]	157	158	171
	410		156	155	
	420		155	153	
	430			151	
	440		154	148	
	450		153	146	[160]
	460			144	
	470			141	
	480			129	

注 [ ] 内数字供参考使用。

3. 防磨损及防腐蚀材料

（1）煤粉管道。煤粉管道在易磨损处应考虑防磨损的措施。煤粉管道的弯头和其他易磨件的防磨材料，可采用耐磨铸钢、耐磨铸铁和其他耐磨内衬或外护材料。

弯头出口宜有不少于200mm的采用防磨材料的出口直管段。弯头进出口应考虑措施防止焊接时对内部防磨层的破坏。

对于送粉管道的弯头，应采用防磨材料；对于磨损不严重的制粉管道的弯头，可不采用防磨材料，但宜使弯头的弯曲半径$R \geq 3DN$。

（2）烟道。高含尘易磨损区域的烟道（如除尘器前烟道）及导流板应考虑防磨损措施。内撑杆防磨按本章第四节的相关内容。高磨损局部区域的烟道内壁

可涂抹铸石混凝土等防磨材料。

采用湿法脱硫及海水脱硫时，与湿烟气接触的烟道及导流板应考虑防腐措施。吸收塔入口前最低位弯头至吸收塔进口之间的烟道（不设置烟气热交换装置时）、烟气热交换装置入口前最低位弯头至吸收塔进口之间的烟道、吸收塔出口至烟囱的烟道应采用鳞片树脂或者其他形式的防腐措施。

烟道采用玻璃鳞片树脂进行防腐时，鳞片树脂的选择应满足烟道各工况运行温度的要求。设计温度超过 100℃的高温烟道采用高温鳞片树脂；其余可采用普通鳞片树脂。鳞片树脂的厚度一般为 1.2～2mm。

高温防腐烟道的导流板材料宜采用 316L 或相当材料；吸收塔后烟道导流板宜采用 DIN 1.4539 或相当材料。

湿烟道应考虑冷凝液的收集。高温防腐烟道的冷凝液收集管材料宜采用 316L 或相当材料；吸收塔后烟道的冷凝液收集管宜采用 DIN1.4539 或相当材料；接出烟道外部的冷凝液收集管道可采用 FRP 或衬胶管道。

第三节 管 道 布 置

一、一般规定

1. 总的要求

烟风煤粉管道的布置应根据烟风煤粉系统的要求进行设计。在进行锅炉房和煤仓间的总体设计以及与锅炉制造厂进行炉架结构（包括平台扶梯）配合设计时，应充分考虑烟风煤粉管道、零部件和支吊架的布置要求。烟风煤粉管道的布置应符合下列要求：

（1）管道内的烟气、空气和风粉混合物分配均匀。

（2）避免原煤、煤粉以及飞灰的沉积和堵塞，并设置完善的防爆措施。烟风煤粉管道的设计应符合 DL/T 5203《火力发电厂煤和制粉系统防爆设计技术规程》及本章第七节的有关规定。

（3）与设备连接的管道应考虑防止传递震动和传递荷载的设施。

（4）满足热补偿要求。

（5）管道短捷，选型合理，减小零部件的品种、数量。

（6）管道布置宜对称，力求层次分明、整齐美观，注意整体性和一致性，不妨碍通行，不影响邻近设备、管道的操作和维修。

（7）需要操作和维修的零部件尽量设在便于操作和维修的地方。

（8）考虑装设锅炉运行所需测量孔的位置，满足锅炉性能试验的要求。

2. 管道空间

（1）主厂房内通道上方的管道，其最低点与地面、楼板或扶梯的垂直净距应遵守下列规定：

1）对检修时需通过机动车辆的主要通道，不小于 2500mm。

2）对一般通道不小于 2000mm。

3）布置在扶梯上方的烟风煤粉管道（见图 23-2），其保温外表面与扶梯倾斜面之间的垂直距离不小于表 23-18 所列的数值。

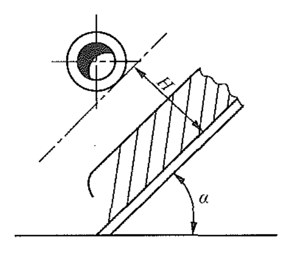


图 23-2 扶梯上方烟风煤粉管道布置

表 23-18 烟风煤粉管道保温层表面与扶梯倾斜面之间的最小垂直距离 H

扶梯倾斜角 α（°）	38	45	50	55	60	65	70	75	90
最小垂直距离 H（mm）	1900	1800	1700	1600	1500	1400	1300	1200	800

（2）相邻管道之间及管道与设备、管道与建筑物之间的净距，不小于表 23-19 所列的数值（对于保温管道系指保温层外表面之间的净距）。

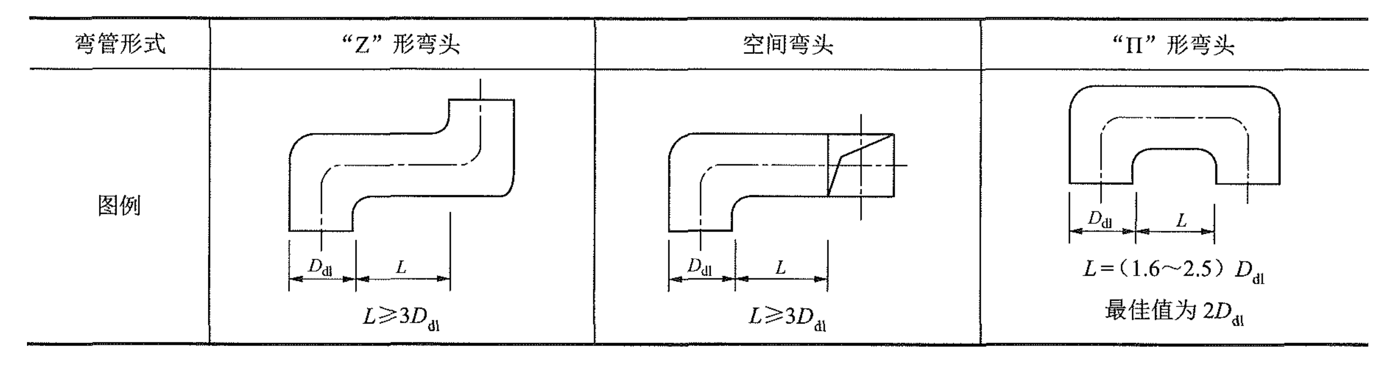
表 23-19 烟风煤粉管道与周围的净距 （mm）

项　目	圆形	矩形	
		边长不大于1000	边长大于1000
平行管道表面之间的净距，管道与墙壁或楼板平行的净距	200～300	≥300	≥500
管道与相邻设备或梁、柱交叉的净距	≥100	≥150	≥200

3. 转弯管道

“Z”形、“Π”形和空间弯头的两弯头内侧之间的距离按表 23-20 所列数值采用；当不能满足上述要求时，宜设置导流板或导向叶片。

表 23-20 两弯头内侧之间的距离 L (mm)

弯管形式	"Z" 形弯头	空间弯头	"Π" 形弯头
图例	 $L\geqslant 3D_{dl}$	$L\geqslant 3D_{dl}$	$L=(1.6\sim2.5)D_{dl}$ 最佳值为 $2D_{dl}$

$$D_{dl}=\frac{2ab}{a+b} \tag{23-6}$$

式中 D_{dl}——当量直径，圆形管道的当量直径为管道直径，mm；

a、b——矩形管道的两个边长，mm。

当弯头后紧接收缩管时，宜用收缩形弯头；当弯头后紧接扩散管时，宜用等截面弯头再接扩散管。在这些减速及转弯的管段的后面宜装设足够长的直管段，应符合表 23-20 的要求。

4. 风机进出口管道

（1）轴流式风机和离心风机入口的直管段长度（含连接件）不小于 2.5～6 倍管段当量直径；当直管段长度（含连接件）不能满足上述要求时，应符合下列要求：

1）轴流式风机入口连接件（又称为收敛段）靠近风机进气箱布置；

2）轴流式风机入口直管段长度（含连接件）不低于 2 倍叶轮直径；

3）轴流式风机入口连接件为对称收缩时，单侧收缩角度不大于 15°；连接件为单侧收缩时，收缩角度不大于 30°，且收缩侧应为远离叶轮的一侧。

4）对于离心式风机，入口应装设进风箱，进风箱按本章第六节相关内容采用。直管段长度和弯头形式可根据布置条件按 DL/T 468—2004《电站锅炉风机选型和使用导则》10.10.3 条的规定进行优化。

（2）轴流式风机进口管道采用先水平再垂直（水平管与垂直管通过 90° 弯头连接）进入风机的布置方式时，如水平管道与风机轴向平行，则弯管的方向应与风机气流方向一致；如水平管道与风机轴向垂直，则弯管方向应与风机叶轮旋转方向一致；90° 弯头内宜设置导流板。

离心风机进风箱入口处应避免布置弯头；必须布置时，宜采用气流与转子旋转方面一致的弯头，否则应在弯头内加导流板；进风箱弯头宜采用较低的流速。

（3）轴流式风机和离心风机出口管段的布置要求如下：

1）轴流式风机和离心风机出口的直管段长度（含连接件）不小于 2.5～6 倍风机出口当量直径。风机扩散器出口气流速度不大于 12.5m/s 时，直管段长度（含连接件）可取 2.5 倍当量直径；气流速度每增加 5m/s，增加一个当量直径。

当弯管必须位于风机出口附近，直管段长度（含连接件）不能满足上述要求时，风机出口直管段长度（含连接件）不低于 1.5 倍风机出口当量直径，且这段弯管的曲率半径与管道当量直径之比应大于 1.5，并应请风机制造厂进行系统效应损失的计算。当资料缺少时，可按照 DL/T 468—2004《电站锅炉风机选型和使用导则》10.10.1 及 10.10.2 条进行系统效应损失的计算。

2）离心风机出口处应紧接扩散管（又称为扩散器）。扩散管的长度和扩散角度按本章第五节的相关内容确定。

3）离心风机出口扩散管后的弯头方向宜与风机叶轮的旋转方向一致。如起吊风机转子有困难，则在扩散管长度满足要求或装设导向叶片后，可与风机叶轮的旋轮方向相反。

5. 补偿器的设置

（1）下列情况应装设补偿器：

1）管道自身不能补偿热膨胀和端点的附加位移。

2）需要控制传递震动、传递荷载的管段，例如风机进、出口处的管段。

（2）管道上装设补偿器时应考虑安装、冷拉和维修所需的空间。

相邻的平行管道上的波形补偿器如不能并列布置时，可错开布置，前后错开的净距不宜小于 300mm。

垂直管道上的补偿器，除补偿热胀要求外，还可用来分配各层楼面上的荷载。当布置在楼板或地面以上时，其净空高度不宜小于 2000mm；当布置在楼板下面时，与梁、板间的净距不应小于 300mm。

6. 储仓式制粉系统干燥管的布置

钢球磨煤机和风扇式磨煤机进口垂直干燥段应满足原煤预干燥的要求，条件允许时宜布置得高一些。

向磨煤机引入干燥剂的烟、风道及向排粉风机引入的热风道与水平面的夹角不应小于 60°。

给煤管接入磨煤机进口干燥管（包括抽炉烟的干燥管）的位置，应避免燃煤落入该管道的水平段内。

对于储仓式制粉系统，给煤管、回粉管、干燥剂再循环管和防爆门短管应接入磨煤机进口干燥管内，与耐火材料的内壁齐平。对于高温炉烟管道，给煤机出口的落煤段和干燥介质与煤的混合干燥段宜采用内壁为耐热钢管材的外保温结构形式，内壁应考虑下落原煤的冲击和磨损。

7. 风门手轮及其传动装置的布置

（1）风门及其传动装置的布置，应满足下列要求：

1）风门的布置应便于操作或传动装置的设置。

2）电动、气动传动装置或远方传动装置的风门，有条件时应尽量布置在热位移较小的管段上，以便传动装置可固定设置；受条件限制，无法避免布置在热位移较大的管段上时，其传动装置应设置在风门所在管段、管段平台或风门门框上。

3）串联装设和布置在异形管段附近的风门挡板应能完全开启，且不妨碍装设传动装置。

4）如需同时进行配合操作手动风门的，其风门的传动装置宜集中布置。

5）经常操作的手动风门的传动装置，宜布置在便于操作的地方。

6）为避免伺服机传动装置的有关设备受水、汽和高温的影响，风门的布置应予创造必要的条件。

7）传动装置的设备，应注意避免对通道的影响。

（2）风门的操作手轮呈水平布置时，手轮面与操作层的距离宜为900mm；当垂直布置时，手轮中心与操作层的距离宜为900～1200mm。

当手轮位于操作平台以外时，手轮面或手轮中心与平台栏杆的距离不宜大于300mm。

当几只手轮并列布置时，手轮轮缘之间的净距不宜小于150mm。

8. 过墙壁、楼板或屋面的管道

管道穿过墙壁、楼板或屋面，所设预留孔的内壁与管道表面（包括加固肋及保温层）之间的净距，一般为30～50mm，当管道的径向热位移较大时，应另加考虑。管道穿过屋面或各层楼板时应有防雨或挡水措施。

9. 管道保温

烟风煤粉管道应按DL/T 5072《火力发电厂保温油漆设计规程》的规定进行保温和油漆。

外表面温度高于50℃的钢制烟、风、煤粉管道应予以保温；直吹式制粉系统中，介质温度小于80℃的送粉管道，除寒冷地区室外布置因防冻、防凝露必须保温外，可不保温。对于表面温度高于60℃的不保温管道，在易于被人接近的部位应加防护措施，如局部保温或加栏杆等以防烫伤。防烫伤的保温结构外表面温度不应高于60℃。

矩形大截面烟风道的保温宜采用留置空气层的保温结构，当其保温层厚度小于加固肋高度时，也可以对保温层厚度进行调整。

室外布置的大截面矩形烟风道的保护层顶部应设排水坡度，双面排水。

10. 检查孔及维护平台

（1）大断面的烟风道应有足够数量供内部检查、维修和清扫的人孔，并应设置进出人孔所需的平台扶梯。

小断面的烟风道及制粉管道应有适当的检查孔或手孔。

与竖向管段上部相连通的设有人孔的水平烟风道，风道必须在其连通端处设防护栏杆，烟道内可不设防护栏杆，如有人员进入时必须设置临时防护设施，以防人员跌落。

（2）对经常操作或检修的管道零部件，如风门、防爆门、锁气器、木屑分离器、煤粉取样装置、通煤孔、检查孔、手孔等，宜设置维护平台。

有孔平台和扶梯踏步应用栅格或网眼钢板制作（防爆门平台除外）；无孔平台一般用花纹钢板制作。

整个平台区域内应能承受不小于 $3kN/m^2$ 均匀分布活载荷，检修平台活荷载标准值可按 $4kN/m^2$ 设计。

凡露天设置的平台扶梯，其平台和扶梯踏步，均应为有孔式，以防冬天积雪和冰冻。

大容量机组应采用栅格式平台扶梯；平台扶梯宜采用工厂化制作。

如布置条件或通道限制不能装设固定式平台扶梯时，可采用梯子、移动式平台或升降式平台。

二、烟道

1. 除尘器进出口烟道

除尘器进出口烟道布置应满足下列要求：

（1）烟道布置时，不应出现“袋形”“死角”以及局部流速过低的管段。

（2）进入各台除尘器的烟气分配应均匀。

（3）除尘器进出口的烟道走向应与设备的连接管方向一致，不应设置反向连续转弯。

（4）烟气换热装置进口的气流应分布均匀。

（5）除尘器出口烟气汇集母管分流到每台引风机入口管（即三通管）宜圆滑（或喇叭口）过渡，不宜呈直角棱边过渡。

（6）当数台引风机的出口烟道接入总烟道时，总烟道内各截面处的流速不宜有显著差别，并避免烟气冲撞。

（7）除尘器前后的烟道上宜不设隔离门；若系统运行确需隔离时，除尘器前可采用严密不漏的隔绝门

（如插板式、翻板式及空气密封挡板式等），除尘器后引风机前可采用挡板式隔离门。引风机出口处可装设挡板式或其他形式的隔离门。两组除尘器之间的联络通道上可不设置隔离门。

2. 高温炉烟管道

（1）风扇磨煤机宜沿锅炉周围布置，以使高温炉烟管道直而短，避免水平布置。高温炉烟管道应便于敷设耐火、保温材料，并便于检修维护。

（2）高温炉烟管道的烟气、热风混合室应布置在抽炉烟口附近。

（3）接入炉烟混合室的冷炉烟管道、热风调温管道，宜与炉烟混合室气体出口方向取得一致；当布置有困难时，可斜接入炉烟混合室，但其夹角宜小些。

（4）高温炉烟管道可采用碳素钢内保温方式，也可采用耐热合金钢外保温方式或其他形式。

1）内保温结构形式的高温炉烟管道内侧为耐火耐磨材料，直接接触高温干燥介质，由内向外依次为耐热钢钢丝网、保温固定钩钉、保温材料和普通碳素钢管壁。

2）外保温结构形式的高温炉烟管道内侧钢管与高温干燥介质直接接触，由内向外依次为低碳奥氏体耐热管壁、保温固定钩钉、保温材料和镀锌铁皮保护层。

3）炉烟混合室、炉烟管道高温段宜采用内保温结构形式；给煤机出口的落煤段和干燥介质与煤的混合干燥段应采用内壁为耐热钢管材的外保温结构形式，内壁应考虑下落煤块的冲击与磨损。

（5）高温炉烟管道上的补偿器，其结构应能补偿轴向和径向位移。

（6）高温炉烟管道上可不装设风门。但风扇磨煤机入口应设一道风门（随磨供货）。

3. 湿法脱硫净烟道

（1）脱硫不设 GGH 设备时，吸收塔出口至烟囱或排烟冷却塔之间的净烟道，烟道底部应设置一定的坡度，并应设置冷凝液收集口；脱硫设置 GGH 设备（包括水媒式换热系统）时，吸收塔出口至烟气换热器之间的净烟道，烟道底部应设置一定的坡度，并应设置冷凝液收集口；在脱硫吸收塔后可能出现冷凝液聚集的膨胀节和挡板本体在底部应设置冷凝液收集口。

（2）对于采用玻璃鳞片树脂进行防腐处理的烟道，烟道的设计应满足喷涂鳞片树脂的要求。需要防腐的烟道焊接后对焊缝和烟道进行打磨，阴、阳角处应圆弧过渡，阴角圆弧半径不小于 10mm，阳角圆弧半径不小于 3mm，打磨后的焊缝高度不得小于连接件的最小厚度。

（3）湿法脱硫吸收塔出口至排烟冷却塔的玻璃钢烟道应短而直，尽量减少烟道拐弯数量。烟道标高应根据脱硫塔出口标高确定。

4. 烟囱进口烟道

在烟道接入烟囱时，如双侧引入，宜在烟囱中装设与烟道中心线成 45° 的垂直隔墙，隔墙每一侧的底板都做成斜坡，如图 23-3 中（a）；烟气单侧引入时，应装设沿气流向上倾斜的底板，如图 23-3 中（b）和（c）。

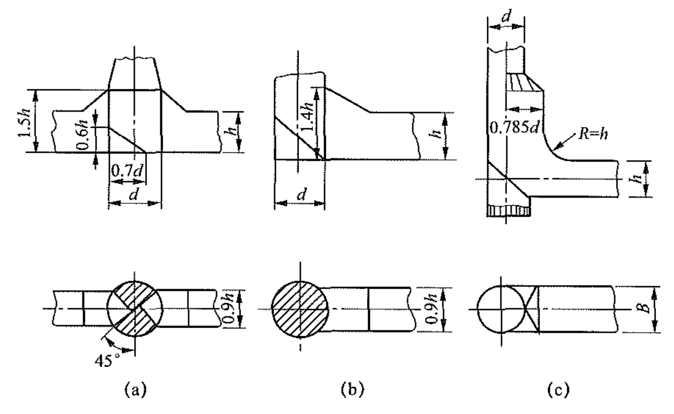


图 23-3　烟囱底座形式示意图

（a）双侧引入烟道的底座；（b）单侧引入烟道的底座；（c）单侧引入烟道的带“分扇板”的底座

5. 除灰孔及人孔

烟道在容易积灰处应装设除灰孔。除灰孔应设在烟道底部。

人孔宜设在便于出、入的烟道侧壁下部。下列各处应装设人孔：空气预热器出口的烟道；除尘器进出口的烟道；烟气换热装置进出口烟道；引风机、脱硫增压风机进口烟道（进风箱上已有人孔的除外），风机出口隔离门出口烟道，烟囱进口的总烟道；脱硫吸收塔出口烟道、净烟道挡板门附近，GGH 进出口烟道。

三、冷风道

1. 送风机及一次风机吸风口

送风机及一次风机吸风口的位置宜满足下列要求：

（1）送风机室内吸风口的位置可靠近锅炉房的高温区域；一次风机可就地吸风。

（2）露天及半露天锅炉采用室外或就地吸风。

（3）室外吸风口的位置应避免吸入雨水、废气和被污染了的空气。

（4）布置条件允许时，可采用低阻力的吸风口，见本章第 5 节相关内容。吸风口应设置滤网。

2. 送风机及一次风机出口冷风道

（1）当一台锅炉配有两台送风机或两台及以上一次风机时，吸风道和风机与空气预热器之间的连接管道宜对称布置，使风量分配均匀。管式空气预热器进口的冷风道布置，还应避免气流对冲。

（2）当两台或多台风机并列运行时，每台风机的

出口应装设挡板门或其他形式的隔离门。

（3）回转式空气预热器入口冷风道的低位点应设放水点，且引至排水沟。露天布置的送风机及一次风机入口进风箱应设低位排水孔，就地排放。

（4）送风机及一次风机进口（进风箱上已有人孔的除外）、空气预热器进口风道或联箱均应装设人孔门。

3. 流化风机进口风道

对于循环流化床机组，流化风机配置多于三台时，风机布置和风管连接应考虑并机和防反转措施，措施如下：

流化风机进口设置电动蝶阀，出口按流向依次设置止回阀及电动蝶阀。止回阀与风机出口之间安装排气管道及电动排气阀。止回阀可选用对夹旋启式止回阀，具有体积小巧且启闭灵活的优点。

风机启动时，关闭风机进口蝶阀（出口蝶阀一般全开），电动排气阀门打开，风机转子达到额定转速后，入口蝶阀慢慢打开，风机达到额定工况时，关闭排气蝶阀，使风机并网运行。

4. 风机出口冷风道降噪

当风机噪声超过标准时，应在吸风管段上采取消声措施。

轴流式或离心式风机本体应采取隔声包覆等降噪措施，包覆层采用岩棉或者岩棉+离心玻璃棉材料。

风机出口至空气预热器进口的冷风道和一次风道，宜采取隔声包覆等降噪措施。

四、热风道

（1）通往一次风联箱和磨煤机的热风道或热一次风道，均宜从空气预热器出口或其联箱单独引出，对称布置，使风量分配均匀。在确定接口位置时应充分考虑磨煤机的启、停和风量调节对二次风量的影响。

（2）对于正压直吹式制粉系统，磨煤机进口热一次风和调温风混合后的管道上或热一次风和调温风的管道上应设置快速隔绝门。

采用等离子点火或者微油点火等冷炉制粉时，宜在对应的磨煤机热一次风管道设置旁路风管道，并设置暖风器；暖风器应设置隔绝门，在正常运行时退出运行。

（3）对于储仓式制粉系统，热风送粉系统一次风联箱的布置位置，应高于气粉混合器；通往三次风喷口的冷却风道，应在三次风道的上方且顺着三次风气流方向接入。

（4）储仓式制粉系统热风调温用的就地吸入冷风调节（或隔离）门，应遵守下列规定：

1）磨煤机入口热风管道上应设置隔离门。在采用就地吸入冷风调温时，冷风调节门应装设在热风调节门和热风隔离门之间，否则应在热风调节门和热风隔离门之间加装通大气的冷风隔离门或引入压力冷风。

2）磨煤机进口热风道上的冷风调节（或隔离）门应靠近磨煤机布置。

3）对于磨煤机进口热风道，如在热风调节门和热风隔离门之间装设通大气的冷风隔离门，冷风隔离门的管径宜为DN100。

4）干燥剂送粉系统通向排粉机的热风道应装设两个隔离门，并在两个隔离门之间装设通大气的冷风隔离阀（当有压力调温冷风时除外）。

5）冷风调节（或隔离）门的吸入管端部应装设滤网和收缩管。

6）冷风调节（或隔离）门吸入管宜水平布置，避免朝向邻近的电缆、平台、楼梯；在吸入口附近不应有障碍物。

（5）热风再循环管接入吸风道时，应力求减小对吸风道气流的干扰。热风再循环的接出点应在风道中含尘量较小的部位。

（6）当两炉之间有热风联络管时，其上应串联装设两个挡板门。在两个挡板门之间应装设一个DN100的通大气门。

（7）送风系统、一次风系统风量测量装置两侧应留有足够长的直段，直段长度应符合风量测量装置的要求。

（8）管式空气预热器的出口热风道或联箱上应装设人孔。

五、原煤管道

1. 金属小煤斗

（1）混凝土原煤仓下部宜装设圆形双曲线金属小煤斗。有条件时在小煤斗出口与给煤机进口之间可装设一段扩散形短管。

（2）钢制双曲线型小煤斗，宜满足下列要求：应采用圆形截面；根据煤的水分、颗粒组成和黏结性等因素选择小煤斗的双曲型线，对于不易堵塞的煤宜按截面收缩相等的准则确定型线，其收缩率一般不宜大于0.7；否则可按截面收缩率递减的准则确定型线，其出口处截面收缩率不应大于 0.7；下口直径不宜小于600mm。

2. 原煤管道

（1）原煤管道宜垂直布置，受条件限制时，与水平面的倾斜角不宜小于70°。

（2）原煤管道宜为圆形。对于炉排锅炉的移动落煤管道可做成圆锥台形；固定落煤管道适宜做成从圆锥过渡成扁平扩散管，并应与炉前的加煤斗宽度相适应。

（3）对于中速磨煤机或双进双出钢球磨煤机正

压直吹式制粉系统，给煤机进口及出口的原煤管道上应装设连接器。

（4）原煤仓至给煤机的落煤管，给煤机至磨煤机的给煤管及金属小煤斗和小煤斗的出口段，在燃用腐蚀性、黏结性较强的煤种时，宜内衬不锈钢板或用不锈钢板制作。

（5）在给煤机上方的落煤管上，应设置一只电动（或手动）煤闸门。对于正压直吹式制粉系统及采用高温炉烟干燥的风扇磨煤机系统，在给煤机至磨煤机的给煤管上应设置电动煤闸门。

煤粉锅炉落煤管上的煤闸门位置尽量靠近原煤仓出口处，炉排锅炉落煤管上的煤闸门应设在金属小煤斗或原煤仓出口处。

煤闸门布置时应考虑检修维护的方便，必要时宜增设固定式或移动式维护平台。

（6）落煤管上易堵塞的部位可装设捅煤孔。对于正压式制粉系统，捅煤孔应布置在密封煤柱高度的上方。

（7）如给煤机不设断煤监测报警装置，在落煤管上应有断煤信号装置。

（8）对于给煤机至磨煤机的给煤管道，当给煤管与磨煤机的干燥管连接时，应满足下列要求：

1）给煤管与钢球磨煤机或风扇磨煤机干燥管的连接口，距磨煤机进口端部的垂直距离应满足干燥要求。

2）给煤管宜从干燥段顶面接入，轴线重合。如因布置困难，要从干燥段侧面接入给煤管时，在接口处的给煤管段可放缓到与水平面的倾斜角成 45°，此段长度不宜大于 300～400mm。

3. 循环流化床锅炉的原煤管道

循环流化床锅炉的原煤管道除满足一般要求外，还应满足下列要求：

（1）对于循环流化床机组中用于输送原煤至锅炉给煤口的给煤机，给煤机的布置标高及给煤管长度应满足其阀门布置、补偿器长度和密封段高度的要求。当启动床料采用机械输送并从给煤口送入时，还应考虑启动床料接入口的长度要求。

（2）循环流化床锅炉的炉膛一般在正压下运行，为防止热烟气返回到给煤机，应设置闭锁漏斗，或向给煤机内通入密封风，使其运行压力高于炉膛压力。给煤接入处的炉膛压力应根据锅炉制造厂的资料确定，一般在+5.0～+12.4kPa 之间。

六、制粉管道

（1）制粉管道的布置应满足下列要求：

1）气粉混合物管道与水平面的倾斜角不应小于 45°；煤粉管道不应小于 50°。

2）与设备相连的水平管段应尽量短。当排粉机进口的水平短管上装设收缩管时，收缩管底部应做成水平的。

3）离心式粗粉分离器的进口管道，应有尽可能长的垂直管段。

4）为便于排粉机检修，其进口管上应装设可拆卸的管段。

5）补偿器、风门及防爆门等部件，应避免装设在有涡流冲刷或煤粉局部集中的管段上。

6）粗粉分离器的回粉管接在干燥管上的位置，应在给煤管接口的下方，其距离宜为 500～1000mm；回粉管的倾斜角不应小于 60°。

7）粗粉分离器至磨煤机的回粉管上应串联装设两台锁气器。装在垂直管道上的应选用锥式锁气器，装在斜管道上的应选用斜板式锁气器。锥式锁气器布置在回粉管道的上游。

8）钢球磨煤机出口段易磨损，应考虑防磨措施。可在出口防磨长度 3m 范围内，采用龟甲网或内衬陶瓷等措施防磨。

9）安装在制粉管道上的部件，如木屑分离器、锁气器等，宜位于易于操作和维护的位置。

10）煤粉仓应有人孔和内部爬梯。

11）钢球磨煤机出口管道上的木块分离器，宜装设在运转层便于操作的地方。

12）粗粉分离器回粉管上的锥式锁气器或斜板式锁气器，宜装设在便于监视和维护的位置上。细粉分离器的落粉管上宜串联装设两个锥式锁气器，在二者之间宜装设木屑分离器，此时两锁气器之间的净距不宜小于 1000mm。当木屑分离器装设在两锁气器之后时，两锁气器之间也不应小于 600mm。

13）排粉机进口风门前和靠近排粉机的进口管道侧面处，均应设置人孔或手孔。当管径为 700mm 及以上时，宜装设椭圆人孔；管径小于 700mm 时，宜装设椭圆手孔。

（2）储仓式制粉系统干燥剂送粉时，通向排粉机的热风宜由空气预热器中间抽出，以满足排粉机对热风温度的要求。如果无法满足，应引入调温用压力（或就地）冷风，并设置相应的调节门。

（3）煤粉仓和输粉机均应装设吸潮管，并满足下列要求：

1）管径宜为 100～150mm，大容量机组宜取上限。

2）吸潮管宜就近接至细粉分离器进口或出口制粉管道上，煤粉仓吸潮管应装设能远方控制的电动隔离阀；其他吸潮管可装设手动隔离阀，并安装在易于操作处。

3）吸潮管应避免水平布置，以防煤粉沉积。吸潮管的转弯处以及个别水平管段，应在适当位置装设煤

粉吹扫孔。

4）煤粉仓上吸潮管的接口位置宜布置在粉仓四角，以便将煤粉仓内可能积存的潮气和可燃气体抽出而尽可能避免把煤粉抽出。

5）煤粉仓宜设置通向相邻磨煤机系统或相邻锅炉制粉系统带手动隔离门的吸潮管。隔离门仅在停磨或放粉时打开，正常运行时锁在关闭状态。

6）吸潮管应保温。

（4）当煤粉仓设计放粉管时，宜设置临时的放粉管。在穿过通道处，放粉管道宜做成可拆卸式，在需要放粉时再临时接上。

为了放尽整个煤粉仓中的煤粉，要求每台给粉机都放粉，为此，应在每台给粉机出口都接放粉管道。可用挠性橡胶管将各分管接至总管。

（5）煤粉取样装置装设位置应按下列要求：

1）中间储仓式制粉系统宜在细粉分离器落粉管的两个锁气器之间或之后（按介质流向）。

2）负压直吹式制粉系统宜在排粉机出口风箱或煤粉分离器出口管上。

3）正压直吹式系统宜在磨煤机出口便于操作的送粉管道竖直段上。

（6）煤粉仓上装设防爆门的开口处应设有扁钢制作的栅格，以防人员跌落。

七、送粉管道

（1）送粉管道的布置应满足下列要求：

1）各燃烧器的送粉管道，其阻力应尽量接近，必要时可加装缩孔或其他调节部件。

2）送粉管道应满足锅炉燃烧器整体设计要求。

3）送粉管道的弯管圆心角可大于90°。

4）任何情况下水平管道不得上下分叉，以减小煤粉气流的浓度偏差。

5）送粉管道中的弯头、分配器、缩孔等部件应采用耐磨材料制作或采用耐磨材料内衬。

6）为避免送粉管道内积粉引起自燃，送粉管道布置不应有“袋形”。

（2）送粉管道的热补偿。

1）送粉管道及补偿装置的布置应具有足够吸收热位移的能力，并留有一定的裕度，以防止发生运行中泄漏煤粉的异常情况。

2）送粉管道上宜设置密封性好的补偿装置，以吸收锅炉燃烧器传递给送粉管道的较大的三向热位移，以及送粉管道自身的热胀位移。

（3）送粉管道分叉管的布置，应考虑阻力、惯性力等对风粉均匀性的影响，并应满足下列要求：

1）分叉管宜布置在垂直管段上；如在水平管段上分叉，则分叉管应水平布置，切忌分叉管上下层布置。

2）直吹式煤粉分离器出口的垂直管段上布置分叉管时，分叉管前应有一定长度的直管段。

3）水平管的垂直弯管后紧接分叉管时，宜使 α 角接近90°。β 角不应小于90°，如图23-4所示。

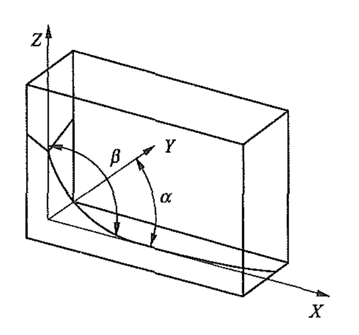


图23-4　带弯管分叉管

（4）储仓式制粉系统的送粉管道的布置还应满足下列要求：

1）排粉机出口风箱的形式及引出管的位置，应使各根煤粉管道气流和煤粉分配均匀。

2）气粉混合器前后均应有较长的直管段。热风送粉时，一次风热风母管（即一次风热风分配风箱或联箱）布置的标高应高于气粉混合器布置的标高，以防煤粉落入风箱中。

3）干燥剂再循环管系排粉机出口至磨煤机进口的干燥剂管道，该管道可从排粉机出口的风箱下部侧面接出，并在磨煤机进口干燥管上的粗粉分离器的回粉管接口下方接入，距磨煤机进口结合面的高度不应小于2倍再循环管直径；除燃用无烟煤外，管道宜倾斜布置，其与水平面的倾斜角不宜小于45°。

4）再循环管上的风门宜装设在管道的最高位置，其两侧的水平管段应尽量短。当风门位于运转层以下时，宜用传动装置传至运转层操作或用电动风门进行遥控操作，并需考虑该风门的维修措施。

5）排粉机出口处应先接一个分配风箱，再在分配风箱上接出一次风道（乏气送粉时）或三次风道（热风送粉时）。分配风箱的形状应保证送至各风道的风量均匀分配，在风箱接出的每根风道的接口处应装设隔离风门，该风门宜布置在易操作的运转层以上1m左右的位置。

6）热风送粉管道上的隔离风门应布置在靠近一次风热风母管（即一次风热风分配风箱或联箱）下部出口的垂直管道上，其位置宜在易操作的给粉机层以上1m左右的位置。

（5）给粉机出口的给粉管应遵守下列规定：

1）给粉管道的布置，应使煤粉仓下粉均匀。

2）给粉管应顺着气流方向与气粉混合器短管相接，其与水平面的倾斜角不应小于50°。

3）为方便给粉机检修时装拆，在给粉机出口处的

给粉管道应有一段两端带法兰的短管。

4）对于热风送粉系统的给粉管，若由于风温高而使气粉混合器接点处的热位移较大时，应在给粉管上装设密封式补偿器。

第四节　道体及加固肋设计

一、矩形道体及加固肋设计

1. 总的原则及要求

道体及加固肋设计的目的是使烟风煤粉管道及其异形件具有足够的强度、刚度和整体稳定性，避免产生强烈的振动。

矩形道体采用的是道体和横向加固肋承受内外荷载，纵向加固肋仅作为负压道体横向加固肋防失稳用，内撑杆用于控制横向加固肋的自振频率，也可用于降低横向加固肋的规格。道体面板按四周固定的薄板大挠度塑性变形理论计算，横向加固肋按刚架（刚接）或简支梁（铰接）设计。

（1）强度控制。道体和横向加固肋的强度应小于设计温度下所选材料的许用应力。

（2）刚度控制。道体和横向加固肋的相对挠度控制控制值如下：

1）对于无防腐内衬的矩形烟风道，面板的相对挠度不宜大于计算边跨度的1/120；横向加固肋的相对挠度不宜大于计算肋跨度的1/400。

2）对于设置防腐内衬的矩形烟道，面板的相对挠度不应大于计算边跨度的1/120，横向加固肋相对挠度不应大于计算肋跨度的1/400。为保证脱硫防腐内衬的使用寿命，对于设置防腐内衬的矩形烟道，面板和横向加固肋的相对挠度也可按不大于计算肋跨度的1/400～1/700设计。

（3）防振（频率）控制。道体面板及横向加固肋按防止共振频率的差异分为振动设计和常规设计两种，防振设计要求不小于40Hz，常规设计要求不小于20Hz。离心风机的出口段烟风道及流速大于 25m/s的烟风道应按振动等级设计，其他烟风道按常规等级设计。

（4）内撑杆设置。当道体面板及横向加固肋超过频率控制条件或需要降低横向加固肋的规格时，需设置内撑杆。

内撑杆按受力方向分为压杆和拉杆两种。负压道体内撑杆应按压杆稳定条件计算，正压道体内撑杆按受拉二力杆强度条件计算。

（5）负压道体的横向加固肋防失稳。负压道体顶面、侧面及正压道体顶面加固肋的自由翼缘受压后易弯扭失稳，当横向加固肋的计算跨度大于不失稳极限跨度时须在横向加固肋的跨中设置纵向加固肋。

2. 设计温度

根据锅炉进风、排烟温度要求及燃烧制风系统热力计算成果，确定每个区段上的介质设计温度。

根据介质设计温度，按表23-15确定道体面板及加固肋所用的材质。

3. 设计荷载

分项荷载包括：内压 q_0、自重 q_1、保温 q_2、积灰 q_3、雪载 q_4 和风载 q_5，组合形式按表23-5确定。

内压荷载 q_0 按表23-1～表23-3确定，自重荷载 q_1 和保温荷载 q_2 按表23-6确定，积灰荷载 q_3 按本章第1节相关内容确定，雪荷载 q_4 按式（23-3）确定，风荷载 q_5 按式（23-4）确定。

4. 道体及加固肋形式

矩形道体相邻面板间的边接宜采用角钢内贴式，道体整体性强，方便制作；也可采用直焊式。角钢内贴式不宜用于小于3m² 的矩形道体。对于内衬钛板防腐的烟道，当采用角钢内贴而影响钛板衬贴时，可采用直焊式。道体的焊接要求如图23-5所示。

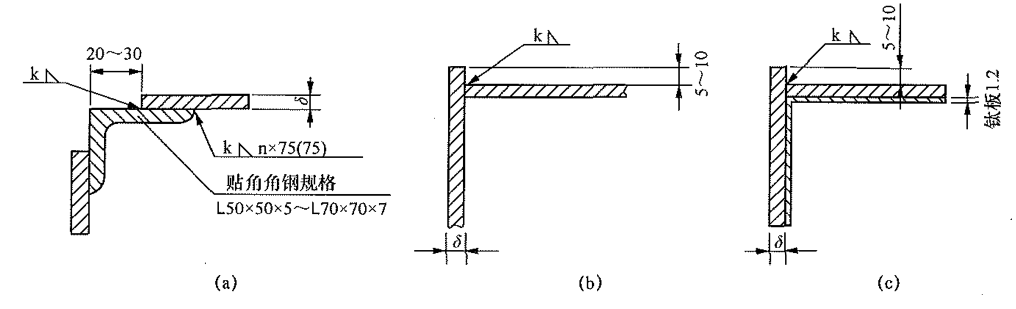


图23-5　矩形管道的焊接（单位：mm）

（a）角钢内贴式；（b）直焊式；（c）直焊式（内衬钛板）

角钢内贴式矩形道体横向加固肋可采用刚接（形成箍状），也可采用铰接（不形成箍状）。当为铰接时，宜按三块（视侧面相同）面板肋的不同简支荷载和相同的加固肋间距各自独立进行加固肋计算，也可按三面加固肋间距和/或规格各不相同进行计算，以达到最经济的设计；当为刚接时，按三面不等角弯矩和相同的肋中心间距进行加固肋计算。

直焊式矩形道体横向加固肋应采用刚接。

刚接加固肋的转角接点应合理、焊牢，以便充分起到环箍的作用。

横向加固肋典型布置如图 23-6 所示，加固肋的焊接示例如图 23-7 及图 23-8 所示。

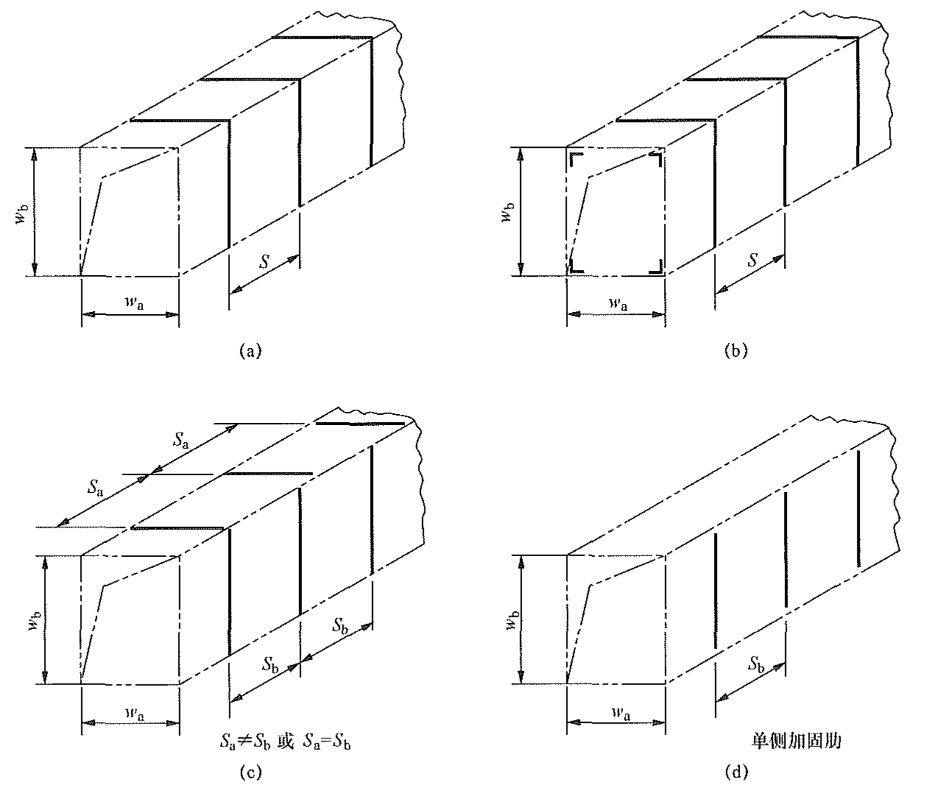


图 23-6　横向加固肋典型布置

（a）直焊式道体刚接加固肋；（b）角钢内贴式道体刚接加固肋；（c）角钢内贴式道体绞接加固肋；（d）角钢内贴式道体绞接加固肋（单边）

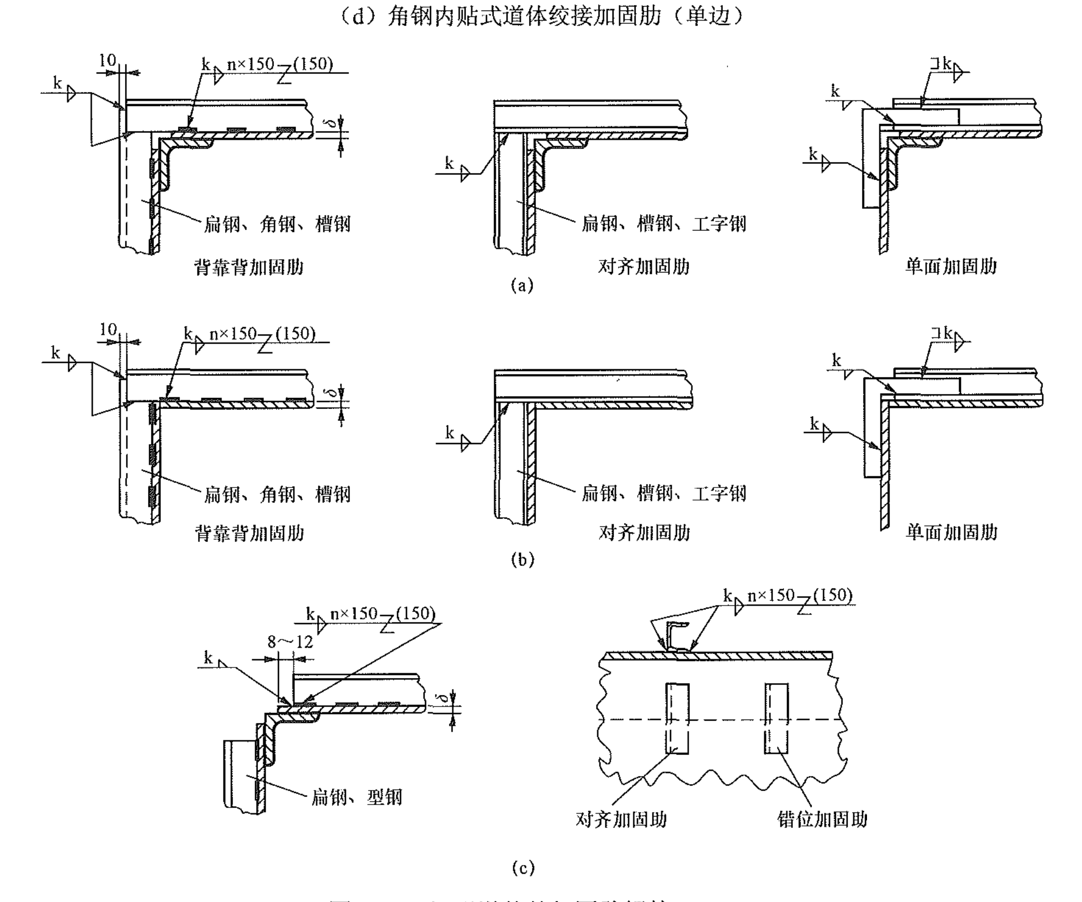


图 23-7　矩形道体的加固肋焊接（mm）

（a）角钢内贴式道体的加固肋—刚接；（b）直焊式道体的加固肋—刚接；（c）角钢内贴式道体的加固肋—绞接

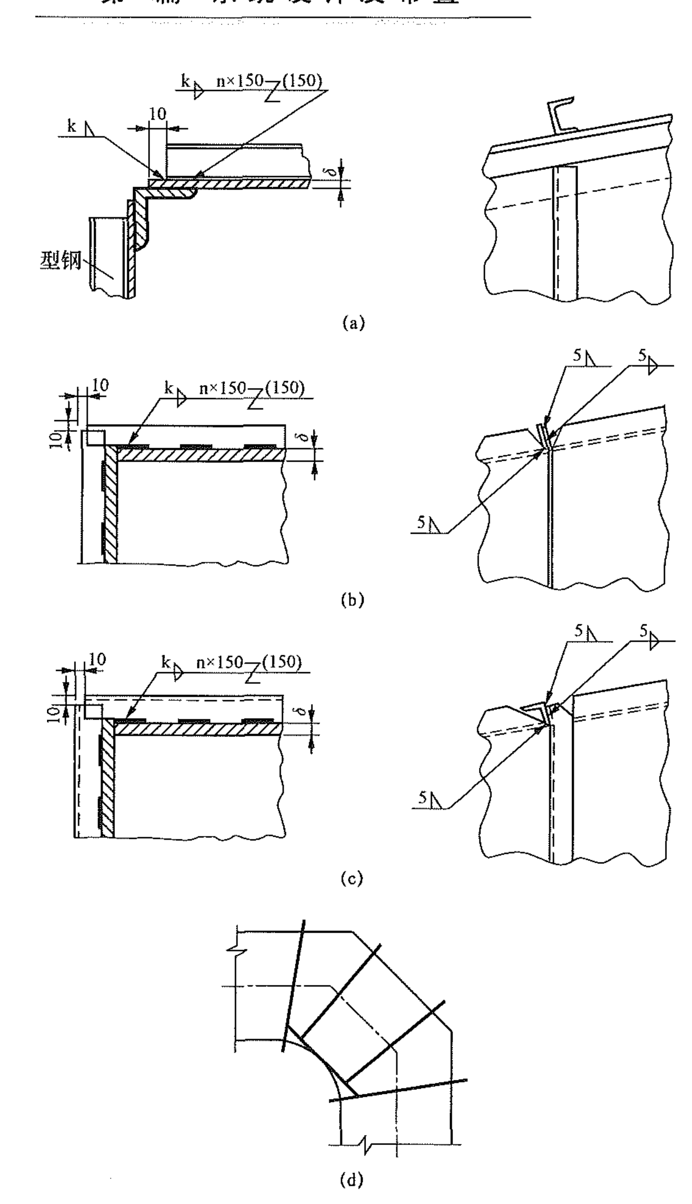


图 23-8 异形道体的加固肋焊接（mm）

（a）槽钢、工字钢加固肋；（b）扁钢加固肋；

（c）角钢加固肋；（d）弯头加固肋示例

角钢内贴式矩形道体的内贴角钢规格，当为铰接式横向加固肋时，宜采用等边角钢∟70mm×7mm～∟75mm×8mm；当为刚接横向加固肋时，宜采用等边角钢∟50mm×5mm～∟63mm×6mm。

5. 小截面道体是否设置加固肋的判定

小截面道体是否需要设置加固肋，可以根据壁厚 δ 和组合设计荷载 $\sum q$，按式（23-7）～式（23-10）计算。

$$\text{强度条件：}\quad W_{max}=43\times\delta\times\sqrt{\frac{[\sigma]^t}{\sum q}}+W_O \tag{23-7}$$

$$\text{刚度条件：}\quad W_{max}=327\times\delta\times\sqrt[3]{\frac{E}{y\sum q}}+W_O \tag{23-8}$$

$$\text{振动条件：}\quad W_{max}=116\times\sqrt{\delta}\times\sqrt[4]{E}+W_O \tag{23-9}$$

$$W_{max}=82\times\sqrt{\delta}\times\sqrt[4]{E}+W_O \tag{23-10}$$

式中 W_{max} ——无加固肋矩形道体面板允许宽度，mm；

W_O ——面板附加宽度，对于直焊式道体取 0，对于角钢内贴式道体取 50，mm；

δ ——道体面板的厚度，mm；

$[\sigma]^t$ ——钢材在设计温度下的许用应力，按表 23-16 确定，MPa；

E ——钢材在设计温度下的弹性模量，按表 23-17 确定，GPa；

y ——挠度系数，取 120，对于设置防腐内衬的矩形烟道也可取 400～700；

$\sum q$ ——道体面板组合设计荷载，按表 23-5 确定，kPa。

无加固肋矩形道体面板的最大允许宽度常规设计时取式（23-7）～式（23-9）的最小值，振动设计时取式（23-7）、式（23-8）和式（23-10）的最小值。

6. 加固肋中心间距

加固肋中心间距 S 及加固肋最大中心间距 S_{max} 按式（23-11）～式（23-14）计算。

$$\text{强度条件：}\quad S_{max}=55\times\delta\times\sqrt{\frac{[\sigma]^t}{\sum q}}+S_O \tag{23-11}$$

$$\text{刚度条件：}\quad S_{max}=413\times\delta\times\sqrt[3]{\frac{E}{y\sum q}}+S_O \tag{23-12}$$

$$\text{振动条件：}\quad S_{max}=116\times\sqrt{\delta}\times\sqrt[4]{E}+S_O \tag{23-13}$$

$$S_{max}=82\times\sqrt{\delta}\times\sqrt[4]{E}+S_O \tag{23-14}$$

式中 S_O ——加固肋的附加间距，对于扁钢及角钢加固肋取 0，对于槽钢及工字钢加固肋取 50，mm；

y ——挠度系数，取 400，对于设置防腐内衬的矩形烟道也可取 400～700。

加固肋最大中心间距 S_{max} 常规设计时取式（23-11）～式（23-13）的最小值，振动设计时取式（23-11）、式（23-12）和式（23-14）的最小值。

加固肋中心间距 S 不应大于加固肋最大中心间距 S_{max}。

如果道体底、顶、侧三个面的 S 值各不相同，刚接设计时应按三个面 S 的最小值设置加固肋；铰接设计时可按三个面 S 的最小值设置加固肋，经济设计时则按不同的 S 值各面独立设置不同的或相同规格的加固肋。

7. 横向加固肋规格

（1）横向加固肋设计荷载。铰接式加固肋按简支梁计算，受跨中弯矩控制，其设计荷载 Q 按式（23-15）计算。

$$Q=\frac{\sum q\times S}{1000} \tag{23-15}$$

式中 $\sum q$ ——道体面板组合设计荷载，按表 23-5 确定，kPa；

S ——加固肋中心间距，mm。

刚接式加固肋按刚架计算，受角端弯矩控制，受内压荷载 q_0 产生在邻边加固肋上的反向弯矩的影响，其设计荷载按式（23-16）～式（23-18）计算。

$$Q=\frac{\left(\beta q_0+\sum q_{\mathrm{dl}}\right)S}{1000} \tag{23-16}$$

$$\beta=(1+\alpha^3)/(1+\alpha) \tag{23-17}$$

$$\alpha=(I_a\times W_b)/(I_b\times W_a) \tag{23-18}$$

式中 β ——与所计算面板相邻的面板上加固肋的刚度影响系数；

$\sum q_{\mathrm{dl}}$ ——除 q_0 外，q_1～q_5 在计算面板上的当量荷载，按表 23-5 确定，kPa；

I_a ——计算面板加固肋组合截面惯性矩，cm^4；

I_b ——相邻面板加固肋组合截面惯性矩，cm^4；

W_a ——计算面板宽度，mm；

W_b ——相邻面板宽度，mm。

为方便计算，取 $I_a=I_b$，即采用同种或相近规格的加固肋，则 $\alpha=\frac{W_b}{W_a}$（即邻边与计算边面板宽度之比）。

（2）横向加固肋规格。横向加固肋规格选型按式（23-19）～式（23-27）计算。

$$\frac{L}{n+1}\leqslant L_{\max} \tag{23-19}$$

强度条件：

$$L_{\max}=2828\times\sqrt{\frac{Z[\sigma]^t}{\sum q\times S}} \tag{23-20}$$

$$L_{\max}=3464\times\sqrt{\frac{Z[\sigma]^t}{\left(\beta q_0+\sum q_{\mathrm{dl}}\right)S}} \tag{23-21}$$

刚度条件：

$$L_{\max}=9158\times\sqrt[3]{\frac{EI}{y\sum q\times S}} \tag{23-22}$$

$$L_{\max}=11538\times\sqrt[3]{\frac{EI}{y\sum q\times S}} \tag{23-23}$$

振动条件：

$$L_{\max}=498\times\sqrt[4]{\frac{EI}{G}} \tag{23-24}$$

$$L_{\max}=542\times\sqrt[4]{\frac{EI}{G}} \tag{23-25}$$

$$L_{\max}=352\times\sqrt[4]{\frac{EI}{G}} \tag{23-26}$$

$$L_{\max}=383\times\sqrt[4]{\frac{EI}{G}} \tag{23-27}$$

式中 L ——内撑杆所在面的横加固肋跨度，等于该横向加固肋所在面的面板宽度，mm；

n ——内撑杆数；

$L_{\max}$ ——横加固肋最大计算跨度，mm；

Z ——横向加固肋组合截面断面系数，按表 23-21 取值，cm^3；

I ——横向加固肋组合截面断面惯性矩，按表 23-21 取值，cm^4；

y ——挠度系数，取 400，对于设置防腐内衬的矩形烟道也可取 400～700；

G ——横向加固肋组合截面单位长度理论质量，按表 23-21 取值，kg/m。

横加固肋最大计算跨度 $L_{\max}$ 铰接常规设计时取式（23-20）、式（23-21）和式（23-24）的最小值，铰接振动设计时取式（23-20）、式（23-22）和式（23-26）的最小值，刚接常规设计时取式（23-21）、式（23-23）和式（23-25）的最小值，刚接振动设计时取式（23-21）、式（23-23）和式（23-27）的最小值。

表 23-21　加固肋组合截面特性表

序号	加固肋规格	道体壁厚 3mm			道体壁厚 4mm			道体壁厚 5mm			道体壁厚 6mm		
		Z	I	G	Z	I	G	Z	I	G	Z	I	G
		cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m
1	—50×5	3.73	14.58	4.20	4.05	17.42	5.89	4.30	19.68	8.04	4.50	21.54	10.67
2	—60×6	6.07	26.70	5.09	6.65	32.38	6.79	7.08	36.99	8.95	7.42	40.78	11.59
3	—70×7	9.13	44.35	6.13	10.07	54.22	7.84	10.78	62.60	10.01	11.33	69.60	12.66
4	∟50×5	12.86	36.11	6.01	13.82	46.28	7.70	14.50	54.87	9.85	15.02	62.00	12.48
5	∟56×5	16.16	48.65	6.49	17.39	62.61	8.18	18.26	74.69	10.33	18.88	84.57	12.96
6	∟63×6	20.64	72.18	9.32	25.23	93.59	11.47	26.62	113.0	14.08	27.66	129.9	17.17
7	∟70×7	25.00	102.3	9.68	34.80	132.8	11.39	36.92	161.7	13.56	38.53	187.9	16.21
8	∟75×8	28.89	130.9	11.34	41.89	169.2	13.05	46.72	207.0	15.23	48.85	241.7	17.88
9	[8	29.15	150.5	11.18	30.42	171.4	13.17	31.51	191.0	15.63	32.43	208.7	18.55

续表

序号	加固肋规格	道体壁厚3mm			道体壁厚4mm			道体壁厚5mm			道体壁厚6mm		
		Z	*I*	*G*	*Z*	*I*	*G*	*Z*	*I*	*G*	*Z*	*I*	*G*
		cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m	cm^3	cm^4	kg/m
10	[10	44.86	281.0	13.26	46.66	317.1	15.29	48.17	351.4	17.78	49.56	383.8	20.75
11	I 10	54.07	339.5	14.98	55.74	378.8	17.16	57.65	420.5	19.82	58.54	450.7	22.94
12	[12.6	69.13	531.2	15.69	71.68	594.2	17.75	73.90	655.7	20.29	75.74	712.7	23.29
13	I 12.6	84.44	648.3	18.08	86.99	717.6	20.31	89.30	788.5	23.01	91.13	848.4	26.18
14	[14a	89.13	747.1	18.03	92.31	830.8	20.13	92.05	884.4	22.70	97.59	993.3	25.75
15	I 14	110.3	922.8	20.89	113.3	1014	23.17	116.1	1106	25.92	118.6	1194	29.14
16	[16a	118.8	1118	20.84	122.9	1235	22.99	126.7	1354	25.60	130.0	1470	28.69
17	I 16	151.8	1425	24.70	155.7	1554	27.04	159.4	1687	29.85	162.7	1816	33.13
18	[18a	154.0	1606	23.89	158.9	1761	26.07	163.8	1925	28.73	168.0	2085	31.85
19	I 18	197.4	2052	28.47	202.4	2227	30.86	207.1	2408	33.72	211.4	2587	37.05
20	[20a	192.7	2211	26.48	198.6	2414	28.70	204.2	2624	31.39	209.2	2835	34.56
21	[22a	234.0	2928	28.93	240.6	3181	31.19	247.2	3449	33.91	253.0	3717	37.10
22	I 20a	252.3	2876	31.33	258.2	3104	33.77	263.9	3341	36.67	269.2	3581	40.05
23	I 22a	327.1	4053	37.78	334.4	4350	40.29	341.2	4658	43.28	347.8	4973	46.73
24	I 25a	423.4	5898	42.96	432.3	6298	45.52	440.7	6717	48.55	448.9	7151	52.05
25	I 28a	533.9	8252	48.48	544.4	8772	51.09	555.0	9330	54.17	565.1	9902	57.71

注 “—”表示扁钢；“∟”表示角钢；“[”表示槽钢；“I”表示工字钢。

8. 内撑杆设计

（1）内撑杆规格。当大截面矩形道体加固肋超过频率控制极限跨度或为减小加固肋规格时应设置内撑杆。

依据设计温度和所用材质，根据面板横向加固肋作用在内撑杆上的轴向荷载和内撑杆的长度，在表23-22～表23-26上选择内撑杆的规格。正压道体按抗拉力选用，负压道体按抗压力选用。

表23-22　　内撑杆规格选用表（一）

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）										
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）										
				1.0m	1.5m	2.0m	2.5m	3.0m	3.5m	4.0m	4.5m	5.0m	5.5m	6.0m
ϕ57×3（4.00kg/m）	10号，20号钢	100	64	56	47	37	25	18	13	10	8.8			
		200	57	50	42	33	22	16	12	9.0	7.9			
		350	42	37	31	24	16	12	8.5	6.6	5.8			
		400	36	31	26	21	14	10	7.3	5.6	4.9			
	Q345	400	65	53	41	27	18	13	9.4	7.4	6.0			
		450	36	29	23	15	9.8	6.9	5.2	3.9	3.3			
ϕ60×4.5（6.16kg/m）	10号，20号钢	100	98	87	74	52	42	29	22	17	14			
		200	88	78	67	46	37	26	20	15	13			
		350	64	57	49	34	27	19	14	11	9.2			
		400	55	49	42	29	23	16	12	9.5	7.8			

续表

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）										
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）										
				1.0m	1.5m	2.0m	2.5m	3.0m	3.5m	4.0m	4.5m	5.0m	5.5m	6.0m
ϕ60×4.5（6.16kg/m）	Q345	400	100	82	64	44	29	20	15	12	9.5			
		450	55	46	36	25	16	11	8.5	6.6	5.3			
ϕ76×4（7.10kg/m）	10号，20号钢	100	113	105	96	84	70	54	41	32	26	21	18	15
		200	101	94	86	75	63	49	37	29	23	19	16	14
		350	74	69	63	55	46	36	27	21	17	14	12	10
		400	63	59	54	47	39	30	23	18	14	12	10	8.6
	Q345	400	115	103	90	73	55	39	29	23	18	15	12	11
		450	63	57	50	40	30	21	16	13	10	8.2	6.8	5.8
ϕ76×4.5（10.36kg/m）	10号，20号钢	100	165	153	38	120	99	76	57	44	35	29	25	21
		200	148	137	124	108	89	69	51	40	32	26	22	19
		350	108	100	91	79	65	50	39	29	23	19	16	14
		400	92	86	77	67	55	43	32	25	20	16	14	12
	Q345	400	168	149	129	104	76	54	40	31	25	20	17	15
		450	92	82	71	57	42	29	22	17	14	11	9.4	8

表 23-23　内撑杆规格选用表（二）

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）								
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）								
				1.0m	1.5m	2.0m	2.5m	3.0m	3.5m	4.0m	4.5m	5.0m
ϕ89×4.5（9.38kg/m）	10号，20号钢	100	149	142	132	120	106	90	73	57	46	38
		200	134	127	119	108	95	80	65	51	41	34
		350	98	93	87	79	69	59	48	37	30	25
		400	84	79	74	67	59	50	41	32	26	21
	Q345	400	152	140	127	110	91	70	52	40	32	26
		450	84	77	70	61	50	38	29	22	18	14
ϕ89×7（14.16kg/m）	10号，20号钢	100	225	213	199	179	157	132	105	82	65	54
		200	202	191	178	161	141	118	94	73	59	48
		350	148	140	130	118	103	86	69	54	43	35
		400	126	119	111	100	88	74	59	46	37	30
	Q345	400	229	211	190	163	132	100	74	57	46	38
		450	126	116	105	90	73	55	41	32	25	21
ϕ108×4.5（11.49kg/m）	10号，20号钢	100	183	176	169	159	146	132	116	99	82	49
		200	164	158	151	142	131	118	104	89	73	60
		350	120	116	111	104	96	86	76	65	54	44
		400	102	99	95	89	82	74	65	55	46	38
	Q345	400	186	176	165	150	133	113	93	72	58	47
		450	102	97	91	83	73	62	51	40	32	26

续表

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）								
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）								
				1.0m	1.5m	2.0m	2.5m	3.0m	3.5m	4.0m	4.5m	5.0m
ϕ108×9（21.97kg/m）	10号，20号钢	100	350	336	320	299	274	245	211	178	145	118
		200	313	301	287	268	245	219	189	159	130	106
		350	230	221	210	196	180	161	139	117	95	78
		400	196	188	179	168	153	137	118	100	81	66
	Q345	400	355	336	313	283	247	207	165	128	102	83
		450	196	185	172	156	136	114	91	71	56	46

表 23-24 内撑杆规格选用表（三）

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）							
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）							
				5.5m	6.0m	6.5m	7.0m	7.5m	8.0m	8.5m	9.0m
ϕ89×4.5（9.38kg/m）	10号，20号钢	100	149	31	26	23	20	18			
		200	134	28	24	21	18	16			
		350	98	21	17	19	13	12			
		400	84	18	15	13	11	10			
	Q345	400	152	22	19	16	14	12			
		450	84	12	10	8.9	7.8	6.5			
ϕ89×7（14.16kg/m）	10号，20号钢	100	225	45	38	33	29				
		200	202	40	34	30	26				
		350	148	29	25	22	19				
		400	126	25	21	19	16				
	Q345	400	229	31	27	23	20				
		450	126	17	15	13	11				
ϕ108×4.5（11.49kg/m）	10号，20号钢	100	183	56	48	41	36	31	28	25	23
		200	164	50	43	37	32	28	25	22	20
		350	120	37	31	27	26	21	18	16	15
		400	102	31	27	23	20	18	16	14	13
	Q345	400	186	39	33	29	25	22	20	17	16
		450	102	22	18	16	14	12	11	9.7	8.7
ϕ108×9（21.97kg/m）	10号，20号钢	100	350	99	84	73	63	56	49	44	
		200	313	88	75	65	57	50	44	40	
		350	230	65	55	48	42	36	32	29	
		400	196	55	47	41	35	31	28	25	
	Q345	400	355	70	59	51	44	39	34	31	
		450	196	38	32	28	24	22	19	17	

表 23-25　　内撑杆规格选用表（四）

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN） 内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）								
				3.5m	4.0m	4.5m	5.0m	5.5m	6.0m	6.5m	7.0m	7.5m
ϕ133×6（18.79kg/m）	10 号，20 号钢	100	299	223	202	181	156	135	114	99	85	75
		200	268	200	181	162	140	121	102	89	76	67
		350	196	146	133	119	102	89	75	65	56	49
		400	167	125	113	101	87	76	64	55	48	42
	Q345	400	304	196	169	140	115	96	81	70	60	53
		450	167	108	93	77	63	53	45	38	33	29
ϕ133×10（30.33kg/m）	10 号，20 号钢	100	483	353	311	282	244	206	174	150	130	115
		200	433	316	279	253	219	184	156	134	116	103
		350	317	232	204	185	160	135	114	98	85	75
		400	270	198	174	158	137	115	97	84	73	64
	Q345	400	491	307	261	235	175	145	123	106	91	81
		450	270	169	144	130	96	80	68	57	50	44
ϕ159×7（26.24kg/m）	10 号，20 号钢	100	474	386	361	335	307	277	247	216	188	164
		200	425	346	324	300	275	249	221	194	169	147
		350	311	253	237	220	201	182	162	142	123	108
		400	266	246	202	187	172	155	138	121	105	92
	Q345	400	482	355	322	286	249	212	179	153	133	116
		450	266	196	177	158	137	117	99	85	73	64
ϕ168×13（49.69kg/m）	10 号，20 号钢	100	791	651	612	569	525	486	429	379	331	291
		200	709	583	548	510	470	435	384	339	297	261
		350	519	427	401	374	344	319	281	248	217	191
		400	443	365	343	319	294	272	240	212	185	163
	Q345	400	804	603	550	492	433	371	314	270	234	205
		450	443	332	303	271	238	205	173	149	129	113

表 23-26　　内撑杆规格选用表（五）

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN） 内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）							
				8.0m	8.5m	9.0m	9.5m	10m	10.5m	11m	11.25m
ϕ133×6（18.79kg/m）	10 号，20 号钢	100	299	67	60	54	49	45	41	37	36
		200	268	60	54	48	44	40	37	33	32
		350	196	44	39	35	32	29	27	24	23
		400	167	29	33	20	27	25	23	21	20

续表

规格	材质	温度（℃）	正压，抗拉力 p_g（kN）	负压，内撑杆抗压力 p_g（kN）							
				内撑杆长度（按道体宽度 W_a 或 W_b 计算）							
				8.0m	8.5m	9.0m	9.5m	10m	10.5m	11m	11.25m
ϕ133×6（18.79kg/m）	Q345	400	304	47	42	38	34	31	28	26	25
		450	167	26	23	21	19	17	16	14	13
ϕ133×10（30.33kg/m）	10号，20号钢	100	483	102	91	82	74	69	62		
		200	433	91	82	73	66	61	61		
		350	317	67	60	54	49	45	44		
		400	270	57	51	46	41	38	38		
	Q345	400	491	71	64	57	52	47	43		
		450	270	39	35	32	29	26	24		
ϕ159×7（26.24kg/m）	10号，20号钢	100	474	146	131	118	106	97	88	81	（69）
		200	425	131	117	106	95	86	79	73	（62）
		350	311	96	86	77	70	63	58	53	（45）
		400	266	82	73	66	60	54	49	45	（39）
	Q345	400	482	103	92	83	75	68	62	57	（48）
		450	266	57	51	46	411	37	34	31	（27）
ϕ168×13（49.69kg/m）	10号，20号钢	100	791	358	230	207	187	170	155	142	（121）
		200	709	320	206	185	168	152	139	127	（108）
		350	519	235	151	136	126	111	101	93	（79）
		400	443	200	129	116	105	95	89	80	（68）
	Q345	400	804	182	162	145	131	119	108	100	（85）
		450	443	100	89	80	72	66	60	55	（47）

注　1. ϕ159×7、ϕ168×13 规格中，（）内数据适用于杆长 12m。

2. 温度不大于 200℃时，内撑杆可用相当规格的 GB/T 3091《低压流体输送用焊接钢管》（即水煤气管）代用。

道体内撑杆的抗压（拉）力按式（23-28）计算。

$$p_g = \frac{\sum pSW}{n+1}, \ \text{kN} \qquad (23\text{-}28)$$

式中　n ——内撑杆数；

S ——横向加固肋中心间距，即 S_a 或 S_b，m；

W ——内撑杆所在面的道体面板宽度，即 W_a 或 W_b，m；

$\sum p$ ——内撑杆所作用的面板上的组合设计荷载，kPa。

当两个面上均需内撑杆且两者规格不一致时，按大的规格选用，且不因内撑杆相交而减小内撑杆规格。

（2）内撑杆形式。内撑杆节点形式如图 23-9 及图 23-10 所示。

采用防腐内衬的烟道，内撑杆的设置应考虑喷涂防腐内衬的要求。内撑杆节点形式如图 23-11 及图 23-12。

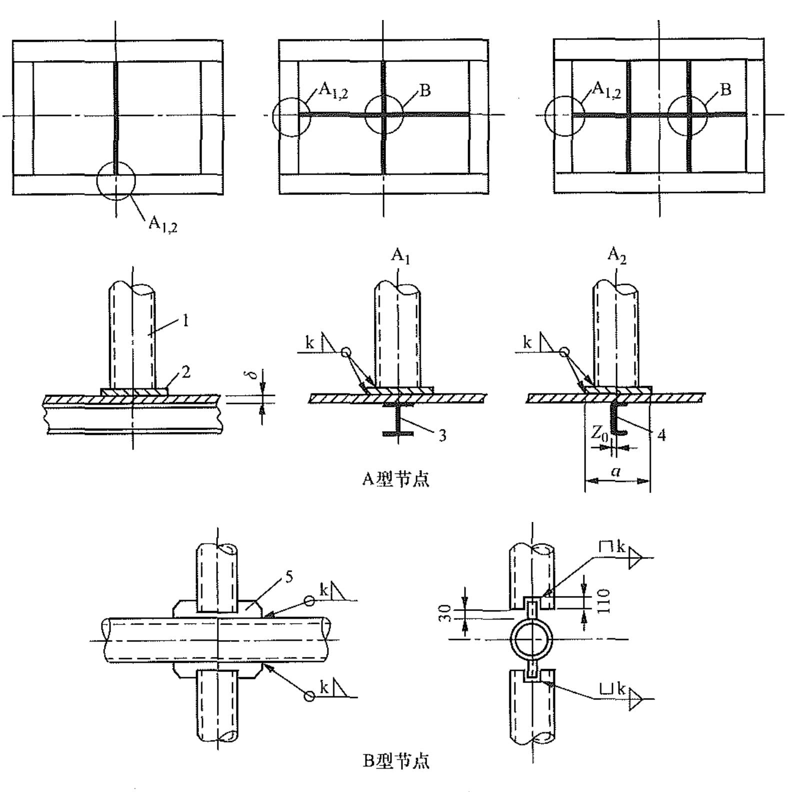


图 23-9　横向刚接内撑杆

1—内撑杆钢管；2—衬板，δ=5mm，1块；3—扁钢、工字钢加固肋；
4—角钢、槽钢加固肋（尺寸 Z_0 为重心距离）；5—连接板，2块；a—垫板宽度

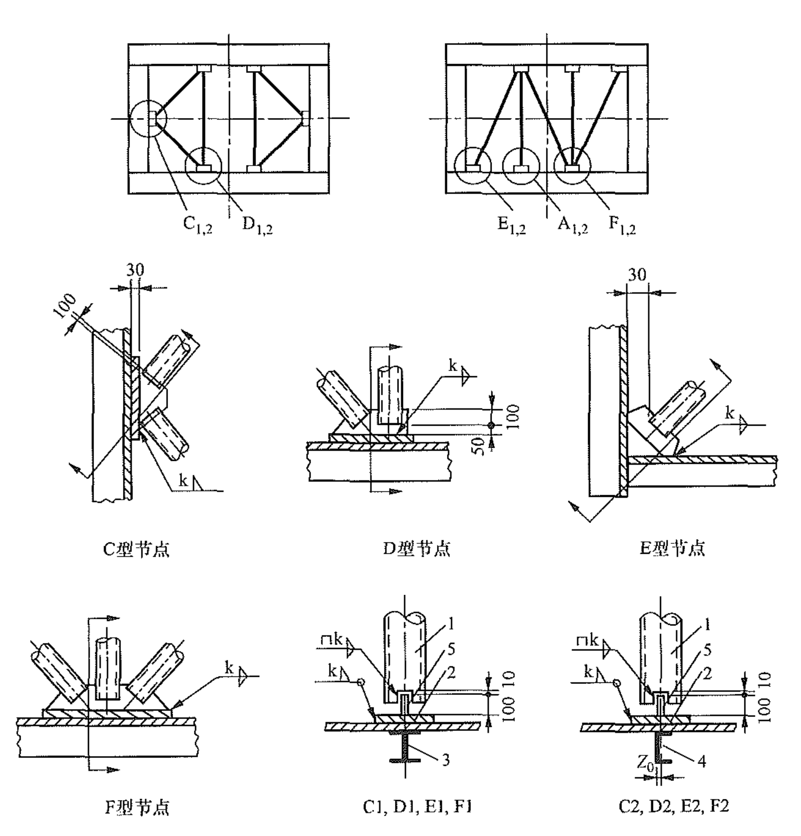


图 23-10　横向铰接内撑杆

1—内撑杆钢管；2—衬板，δ=5mm，1块（E型接点不设衬板）；3—扁钢、工字钢加固肋；
4—角钢、槽钢加固肋（尺寸 Z_0 为重心距离）；5—连接板，δ=5mm，1块

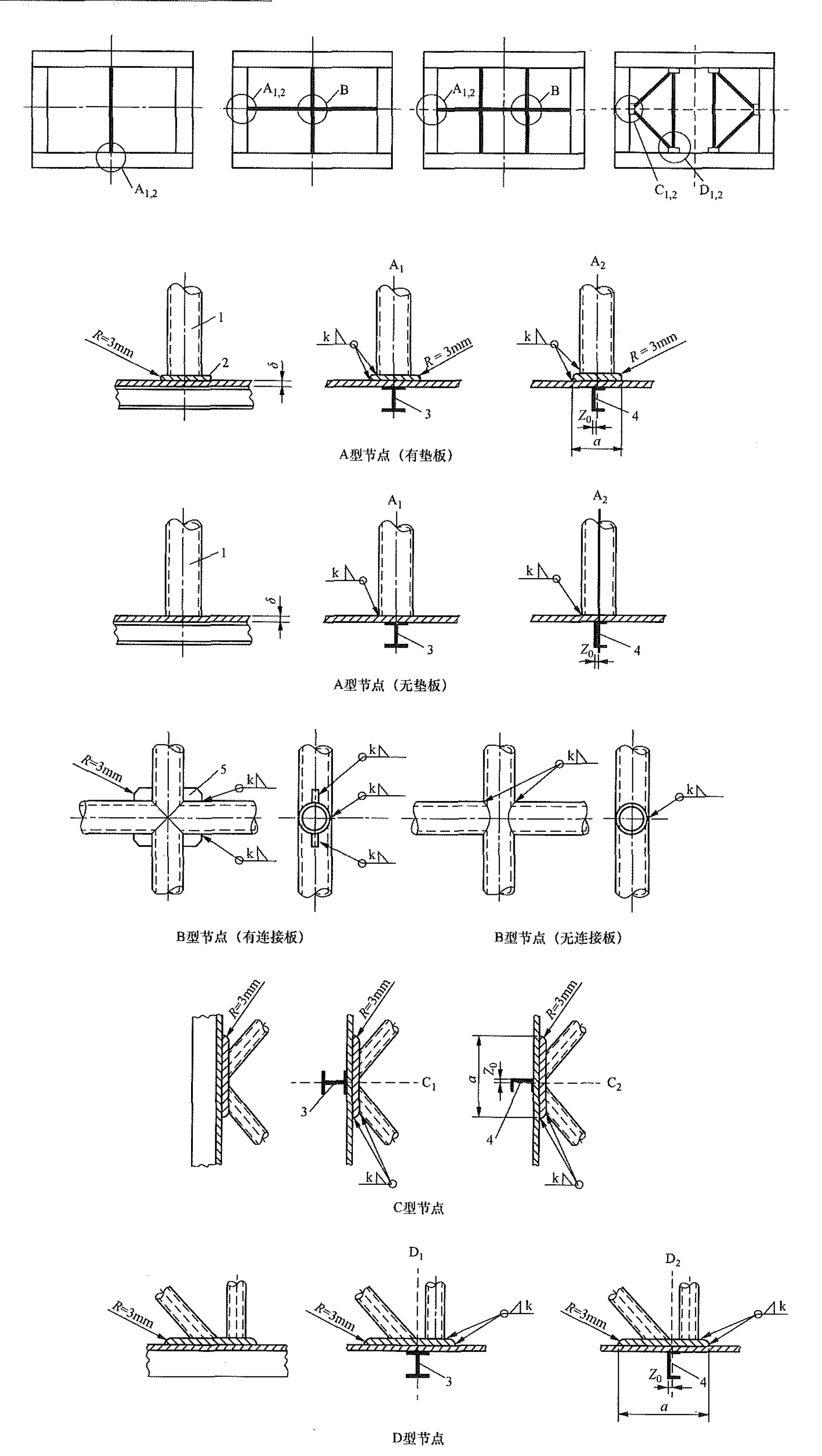
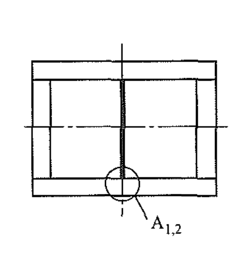
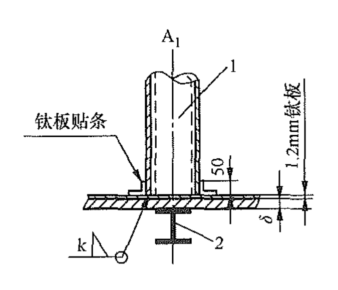


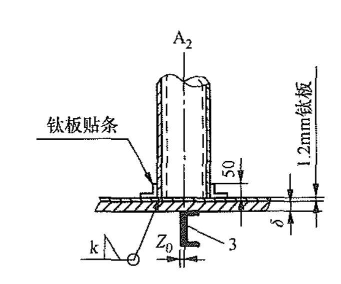
图 23-11 横向刚接及铰接内撑杆（内衬玻璃鳞片）

1—内撑杆钢管；2—衬板，δ=5mm，1 块；3—扁钢、工字钢加固肋；4—角钢、槽钢加固肋（尺寸 Z_0 为重心距离）；5—连接板，2 块

R—半径；a—垫板宽度







A型节点

图 23-12 横向刚接内撑杆（内衬钛板）

1—内撑杆（钛钢复合管）；2—扁钢、工字钢加固肋；3—角钢、槽钢加固肋（尺寸 Z_0 为重心距离）

燃煤锅炉除尘器前的烟道内不宜设置内撑杆，可用加大加固肋规格的方法来避免设置内撑杆；当必须设置时，宜采用 Q345 钢管，并在迎气流的一侧应采取防磨措施，如图 23-13 所示。

9. 负压道体横向加固肋失稳控制

（1）负压道体顶面、侧面及正压道体顶面加固肋的自由翼缘受压后易弯扭失稳，其不失稳最大跨度 L_s 下允许的负压荷载 p_N 见表 23-27。

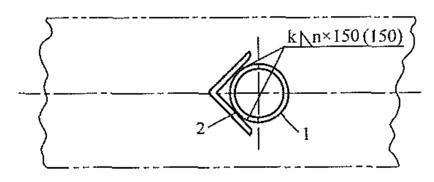


图 23-13 烟道的防磨内撑杆

1—内撑杆；2—角钢

表 23-27　负压道体横向加固肋不失稳最大跨度 L_s 下允许的负压荷载 p_N　（kN/m）

加固肋规格	温度（℃）	L_s1.5m	L_s2m	L_s4m	L_s6m	L_s8m	L_s10m	L_s12m
∟50×5	100	2.02	1.83	1.46	1.27	1.15	1.07	1.00
	200	1.91	1.73	1.38	1.20	1.09	1.01	0.95
	350	1.63	1.48	1.18	1.03	0.93	0.87	0.81
	400	1.51	1.37	1.09	0.95	0.86	0.80	0.75
∟56×5	100	2.20	2.01	1.63	1.42	1.29	1.20	1.13
	200	2.08	1.90	1.54	1.35	1.22	1.13	1.07
	350	1.78	1.63	1.32	1.15	1.05	0.97	0.92
	400	1.65	1.50	1.22	1.07	0.97	0.90	0.85
∟63×6	100	2.62	2.39	1.90	1.66	1.49	1.39	1.31
	200	2.48	2.26	1.79	1.57	1.41	1.32	1.24
	350	2.12	1.94	1.54	1.34	1.21	1.13	1.06
	400	1.96	1.79	1.42	1.24	1.12	1.04	0.98
∟70×7	100	2.96	2.68	2.13	1.86	1.69	1.57	1.48
	200	2.80	2.54	2.02	1.76	1.60	1.49	1.40
	350	2.40	2.17	1.73	1.51	1.37	1.27	1.20
	400	2.22	2.01	1.60	1.39	1.27	1.18	1.11
∟75×8	100	3.04	2.75	2.19	1.91	1.74	1.61	1.51
	200	2.88	2.61	2.08	1.81	1.65	1.53	1.43
	350	2.46	2.23	1.78	1.55	1.41	1.31	1.22
	400	2.28	2.03	1.64	1.43	1.30	1.21	1.13
[8	100	3.77	3.44	2.73	2.25	1.95	1.74	1.59
	200	3.57	3.25	2.59	2.13	1.85	1.65	1.51
	350	3.05	2.78	2.21	1.82	1.58	1.41	1.29
	400	2.82	2.57	2.05	1.68	1.46	1.31	1.19

续表

加固肋规格	温度（℃）	L_s1.5m	L_s2m	L_s4m	L_s6m	L_s8m	L_s10m	L_s12m
[10	100	4.20	3.88	3.08	2.69	2.37	2.16	1.97
	200	3.98	3.67	2.91	2.55	2.25	2.04	1.87
	350	3.40	3.14	2.49	2.18	1.92	1.72	1.60
	400	3.15	2.91	2.30	2.01	1.78	1.62	1.48
[12.6	100	4.60	4.17	3.33	2.89	2.62	2.44	2.29
	200	4.35	3.95	3.5	2.74	2.48	2.31	2.17
	350	3.72	3.38	2.70	2.34	2.12	1.97	1.85
	400	3.44	3.12	2.49	2.16	1.96	1.82	1.71
[14a	100	5.07	4.63	3.75	3.28	2.98	2.76	2.61
	200	4.79	4.38	3.55	3.10	2.82	2.61	2.47
	350	4.10	3.78	3.04	2.66	2.41	2.24	2.11
	400	3.79	3.47	2.81	2.45	2.23	2.09	1.95
[16a	100	5.78	5.28	4.18	3.65	3.29	3.08	2.89
	200	5.47	4.99	3.96	3.46	3.12	2.91	2.74
	350	4.68	4.27	3.39	2.96	2.67	2.49	2.34
	400	4.33	3.95	3.31	2.73	2.46	2.30	2.16
[18a	100	6.33	5.73	4.56	3.98	3.62	3.36	3.17
	200	5.99	5.42	4.31	3.88	3.42	3.18	3.00
	350	5.13	4.64	3.69	3.22	2.93	2.72	2.56
	400	4.74	4.29	3.41	2.98	2.81	2.51	2.37
[20a	100	6.82	6.20	4.93	4.31	3.91	3.63	3.41
	200	6.45	5.87	4.66	4.08	3.70	3.44	3.23
	350	5.52	5.02	3.99	3.49	3.16	2.94	2.76
	400	5.10	4.64	3.69	3.22	2.92	2.72	2.55
[22a	100	7.29	6.60	5.25	4.58	4.17	3.87	3.61
	200	6.90	6.25	4.57	4.34	3.95	3.66	3.42
	350	5.90	5.34	4.26	3.71	3.38	3.13	2.92
	400	5.45	4.94	3.93	3.43	3.12	2.89	2.70
I 10	100	5.45	4.86	3.57	2.96	2.59	2.34	2.15
	200	5.16	4.60	3.38	2.80	2.45	2.21	2.04
	350	4.41	3.94	2.89	2.40	2.10	1.89	1.74
	400	4.08	3.64	2.67	2.21	1.94	1.75	1.61
I 12.6	100	6.22	5.65	4.33	3.62	3.18	2.87	2.63
	200	5.89	5.53	4.10	3.43	3.01	2.71	2.49
	350	5.04	4.58	3.51	2.94	2.58	2.32	2.13
	400	4.65	4.23	3.24	2.71	2.38	2.14	1.97
I 14	100	6.88	6.29	4.89	4.10	3.60	3.25	2.99
	200	6.51	5.95	4.63	3.88	3.41	3.08	2.83

续表

加固肋规格	温度（℃）	L_s1.5m	L_s2m	L_s4m	L_s6m	L_s8m	L_s10m	L_s12m
I 14	350	5.57	5.09	3.96	3.32	2.92	2.63	2.42
	400	5.15	4.71	3.66	3.07	2.70	2.43	2.24
I 16	100	7.74	7.05	5.57	4.75	4.18	3.78	3.48
	200	7.33	6.68	5.27	4.49	3.96	3.58	3.29
	350	6.27	5.71	4.51	3.84	3.39	3.06	2.82
	400	5.79	5.28	4.17	3.55	3.13	2.83	2.60
I 18	100	8.21	7.73	6.20	5.31	4.71	4.27	3.93
	200	7.77	7.32	5.89	5.03	4.46	4.04	3.72
	350	6.65	6.26	5.02	4.30	3.81	3.45	3.18
	400	6.15	5.79	4.64	3.99	6.52	3.19	2.94
I 20a	100	8.80	8.19	6.53	5.75	5.13	4.70	4.35
	200	8.33	7.76	6.18	5.44	4.86	4.45	4.11
	350	7.13	6.64	5.29	4.65	4.16	3.81	3.52
	400	6.59	6.13	4.88	4.30	3.84	3.52	3.25
I 22a	100		9.59	7.53	6.57	5.90	5.38	4.97
	200		9.08	7.13	6.22	5.59	5.09	4.71
	350		7.77	6.10	5.32	4.78	4.35	4.03
	400		7.18	5.63	4.92	4.42	4.02	3.72
I 25a	100			8.13	7.15	6.49	5.98	5.54
	200			7.69	6.77	6.14	5.66	5.24
	350			6.58	5.79	5.25	4.84	4.48
	400			6.08	5.35	4.86	4.47	4.14
I 28a	100			8.73	7.67	7.00	6.50	6.11
	200			8.26	7.26	6.63	6.15	5.78
	350			7.07	6.22	5.67	5.26	4.95
	400			6.53	5.74	5.24	4.86	4.57

注　1. 本表数据适用于铰接、刚接加固肋。

2. 表中100、200℃数据适用于Q235；350℃数据适用于Q235，也适用于400℃下的Q345；400℃数据适用于Q235（不包括烟道），也适用于450℃下的Q345。

3. 扁钢不宜用作负压道体横向加固肋。

（2）对于负压道体的顶面或侧面，加固肋负压设计荷载p_N按式（23-29）计算。

$$p_N = \sum pS \tag{23-29}$$

式中　$\sum p$——作用于负压道体顶面或侧面的组合荷载，kPa；

S——横向加固肋选定的中心间距，m。

（3）对于高温正压道体的顶面，由于自重及保温荷载较大，应核算在停用工况下的失稳状态，其负压设计荷载p_N按式（23-30）计算。

$$p_N = \sum p_{dl} S \tag{23-30}$$

式中　$\sum p_{dl}$——作用于正压道体顶面的当量荷载，kPa。

（4）依据设计温度和材质，按负压设计荷载p_N，在表23-27中查得相应的不失稳最大跨度L_s。当横向加固肋的计算跨度$L<L_s$时，无失稳危险；若$L>L_s$，则需在横向加固肋的跨中设置纵向加固肋。对于已设置内撑杆的横向加固肋，其计算跨度$L=W/(n+1)$，然后与L_s相比较。

（5）纵向加固肋应设置在横向加固肋的跨中，不应设在对准内撑杆的位置上。纵向加固肋采用角钢，与横向加固肋自由面翼缘焊牢，如图 23-14 所示。

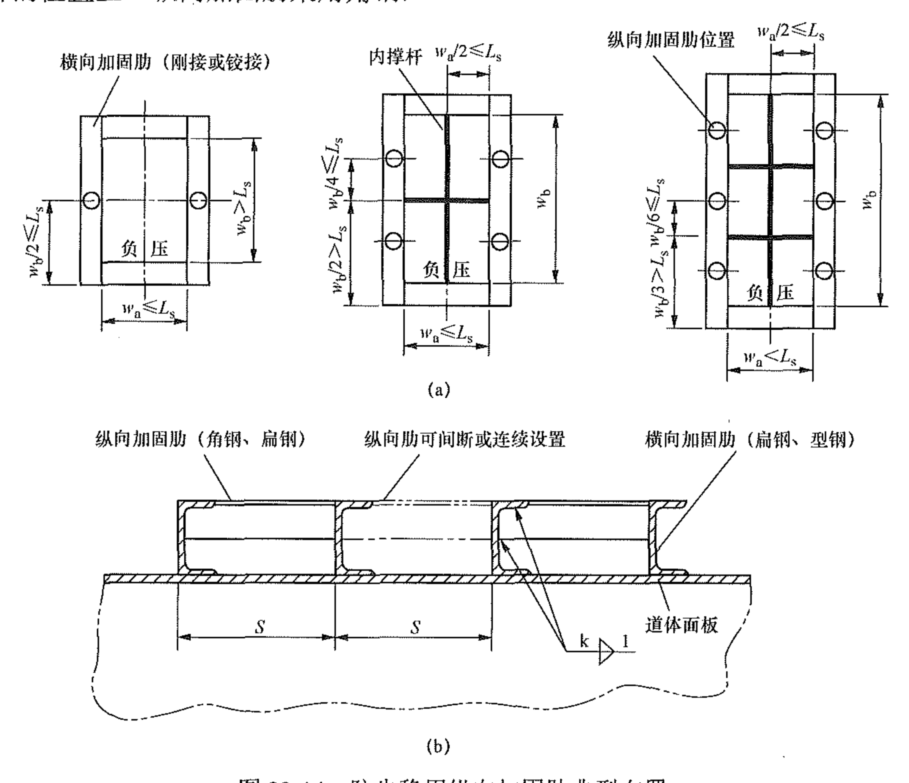


图 23-14　防失稳用纵向加固肋典型布置

（a）纵向加固肋与内撑杆关系；（b）纵向加固肋与横向加固肋关系

w_a、w_b—道体面板宽度

二、圆形道体及加固肋设计

1. 总的原则及要求

与矩形道体一样，圆形道体及加固肋设计的目的是使烟风煤粉管道及其异形件具有足够的强度、刚度和整体稳定性，避免产生强烈的振动。

圆形道体采用的是道体和横向加固肋承受内外荷载，必要时可通过增设纵向加固肋及内撑杆等手段，满足控制条件的要求。圆形烟风道及加固肋按照有限元静力分析、有限元结构动力特性分析及有限元结构稳定性分析等方法计算。壁板和加固肋的控制条件与矩形烟风道控制条件相同，应满足强度、刚度、振动和整体稳定性的控制要求。

（1）强度控制。道体和横向加固肋的强度应小于设计温度下所选材料的许用应力。

（2）刚度控制。道体和横向加固肋的相对挠度控制控制值如下：

1）对于无防腐内衬的圆形烟风道，面板的相对挠度不宜大于计算边跨度的 1/120；横向加固肋的相对挠度不宜大于计算肋跨度的 1/400。

2）对于设置防腐内衬的圆形烟道，面板的相对挠度不应大于计算边跨度的 1/120，横向加固肋相对挠度不应大于计算肋跨度的 1/400。为保证脱硫防腐内衬的使用寿命，对于设置防腐内衬的圆形烟道，面板和横向加固肋的相对挠度也可按不大于计算肋跨度的 1/400～1/700 设计。

（3）防振（频率）控制。道体面板及横向加固肋按防止共振频率的差异分为振动设计和常规设计两种，防振设计要求不小于 40Hz，常规设计要求不小于 20Hz。离心风机的出口段烟风道及流速大于 25m/s 的烟风道应按振动等级设计，其他烟风道按常规等级设计。

（4）整体稳定性。圆形烟风道应控制横断面方向的椭圆度的变化不大于 0.005D（D 为管道外径）。并进行屈曲分析，稳定安全系数应大于 4.2。

（5）内撑杆及纵向加固肋。大截面的圆形管道应设置环形横向加固肋，必要时也可设置内撑杆或纵向加固肋，以增强管道的强度、刚度、抗振动性和整体稳定性。圆形管道加固肋的设置方案应通过有限元计算确定。

2. 设计温度

根据锅炉进风、排烟温度要求及燃烧制风系统热力计算成果，确定每个区段上的介质设计温度。

根据介质设计温度，按表 23-15 确定道体面板及加固肋所用的材质。

3. 设计荷载

分项荷载包括：内压 p_0、自重 p_1、保温 p_2、积灰

p_3、雪载p_4和风载p_5，组合形式按图 23-1 确定。圆形道体采用有限元分析，通过有限元分析软件在每个微元上对p_0～p_5进行荷载组合。

内压荷载p_0按表 23-1～表 23-3 中的p_0值乘以对应单元表面积确定，自重荷载p_1和保温荷载p_2按各自密度值乘以单元体积确定，积灰荷载p_3按本章第 1 节相关内容确定，雪荷载p_4按式（23-3）确定的p_4值乘以对应单元表面积确定，风荷载p_5按式（23-4）确定的p_5值乘以对应单元表面积确定。

4. 道体及加固肋形式

圆形道体及加固肋形式示意图如图 23-15 所示，横向加固肋采用刚接（形成箍状）；内撑杆及节点形式与矩形道体一致；道体加固肋焊接要求如图 23-16 所示。

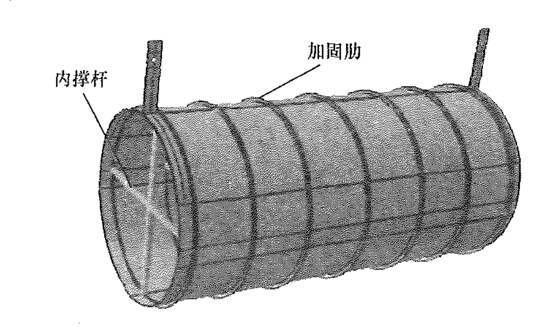


图 23-15　圆形道体及加固肋形式示意图

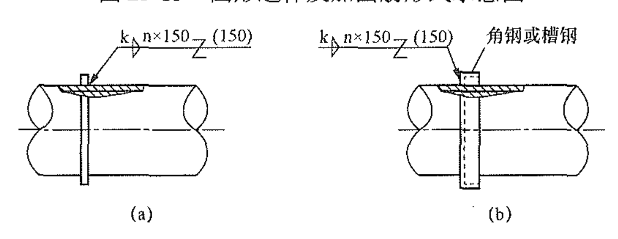


图 23-16　圆形道体加固肋焊接

（a）扁钢加固肋；（b）角钢或槽钢加固肋

处于负压运行的圆形管道横向加固肋，应防止外翼缘受压弯扭失稳；宜在横向加固肋上等角度设置加强板，两加强板间的弧线长度 4～5m。防失稳用加强板的设置示例如图 23-17 所示。

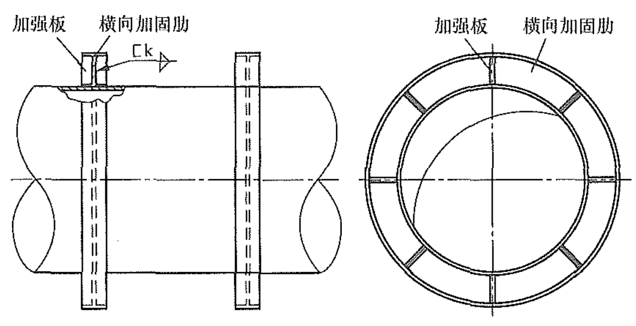


图 23-17　防失稳用加强板典型布置

5. 圆形道体及加固肋的模型搭建及计算选型

圆形烟风道及加固肋按照有限元静力分析、有限元结构动力特性分析及有限元结构稳定性分析等方法计算。壁板和加固肋设计一般采用有限元分析软件（ANSYS 或其他同类软件）进行计算

（1）单元类型的设定。大截面圆形烟风道壁厚与管子直径相比均小于 1/10，满足 ANSYS 软件壳单元的应用条件，同时烟风道壁板承受施加于结构上各种力和力矩，并能反映结构在各种力矩的作用下产生的各种变形和应力，因此采用壳单元（shell）对烟风道壁板进行有限元网格划分。其余的部件如横向加固肋、纵向加强肋和内撑杆等，用梁单元（BEAM）类型。

ANSYS 网格划分功能相当强大，主要有 Mapped（映射划分网格）和 Free（自由划分网格）两种方式。由于计算模型相对比较简单，一般采用 Mapped 方式划分，这样划分出来的网格规则且大小基本相同，不会出现狭长奇异性网格。

（2）模型的搭建。以 8000mm 圆形低温烟道为例，介绍烟道壁厚及加固肋规格的选型情况。

模型总长 18m，设置 3 个支座，支座间距为 9m，中间为固定支座，两边为滑动支座，以约束的形式代替实体支座。烟道壁厚为 6mm，横向加固肋规格采用焊接 H 型钢 WH200×200，不设置内撑杆及纵向加固肋。加固肋间距为 3m，支座设置在加固肋上。

计算模型中，烟道设计内压为–7000Pa，风压为 1200Pa，设计积灰为 1/20 通流面积。利用各单元划分后的圆形烟道模型如图 23-18 所示。

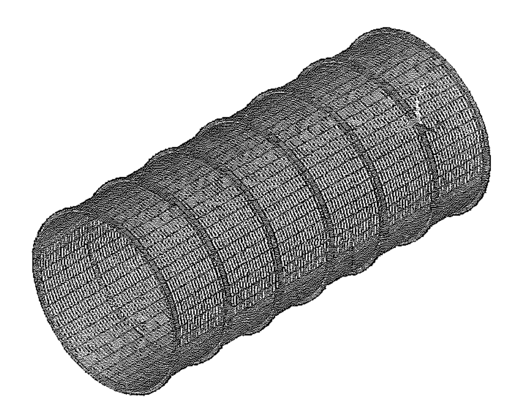


图 23-18　圆形烟道的计算模型

（3）计算结果举例。图 23-19 是 ANSYS 的计算结果，结果显示，最大等效应力为 53.7MPa，远小于 Q235 在 200℃的许用应力 112MPa，且最大应力发生在中间支架的加固肋处。

烟道的最大变形量为 12.35mm，小于控制值 $0.005D$ 及 $L/120$（D 为管道外径，$0.005D=40$mm，L 为加固肋间距，$L/120=25$mm）。

通过对模型烟道，进行特征值屈曲分析，屈曲特征值为 4.8535，即按弹性全过程分析，安全系数 K 大于 4.2，满足整体稳定性要求。

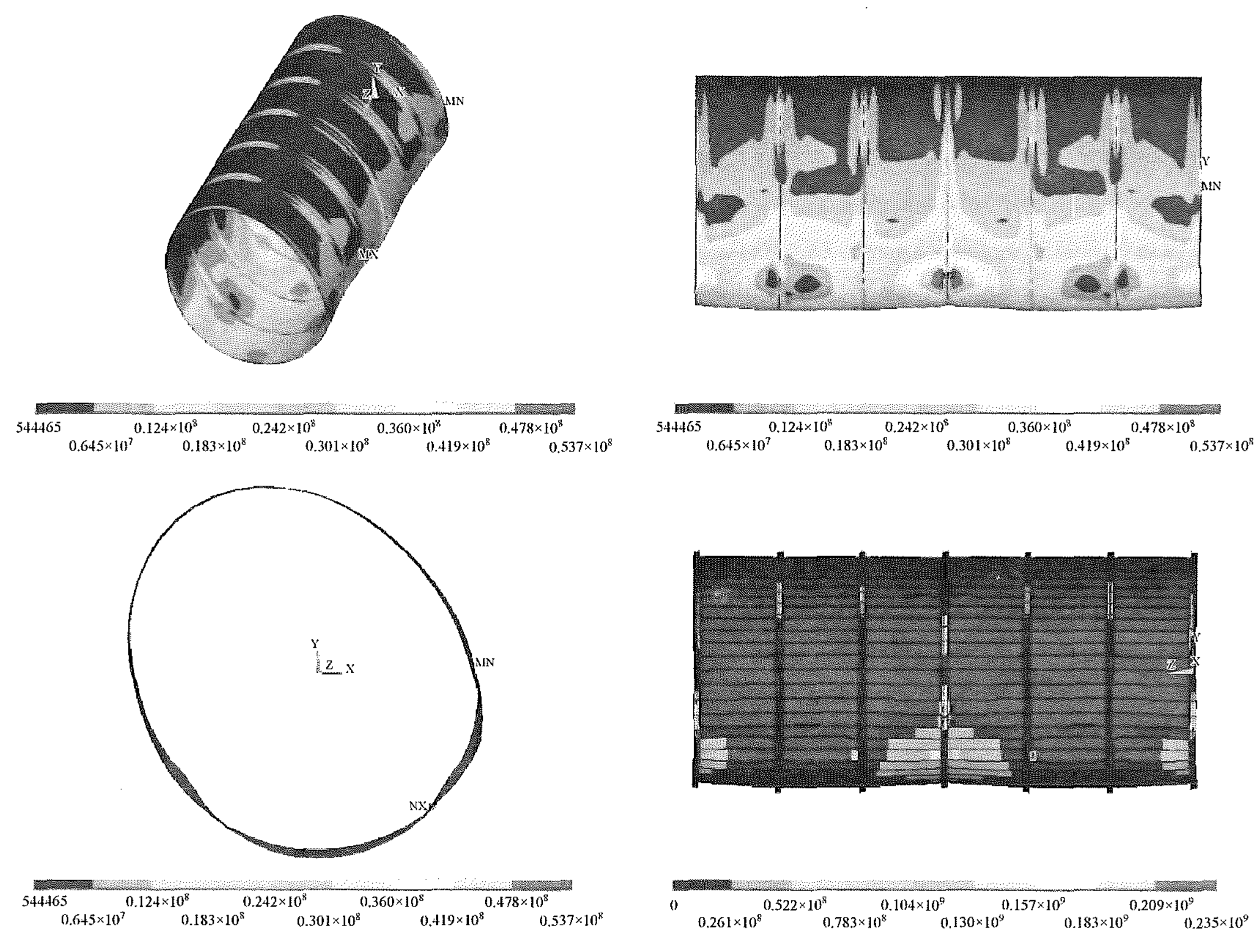


图 23-19 圆形烟道的计算结果

第五节 异形件优化选型

一、一般规定

（1）烟风煤粉管道的异形件应根据布置条件选择最佳形状，使介质流过异形件时局部阻力为最小。

（2）烟风煤粉管道异形件的加固肋参照相当截面矩形烟风道的加固肋设置，以满足强度、刚度和振动设计要求。

二、矩形管道弯头

（1）矩形的烟风道弯头在设置时应当满足下列要求：

1）矩形管道的弯头，宜为同心圆缓转弯头或内、外边均为圆角的急转弯头，弯曲半径或内、外边弯曲半径与弯头进口径向宽度的比值宜满足：

a. 缓转弯头，$R/b=1\sim2$（R 为同心圆半径，b 为进口径向宽度），如图 23-20 所示。

b. 急转弯头，$r_w/b=r_n/b=0.4\sim0.6$（r_w 为外边弯曲半径，r_n 为内边弯曲半径），如图 23-21 所示。

c. 当布置有困难时，可采用外削角急转弯头，如图 23-22 所示。

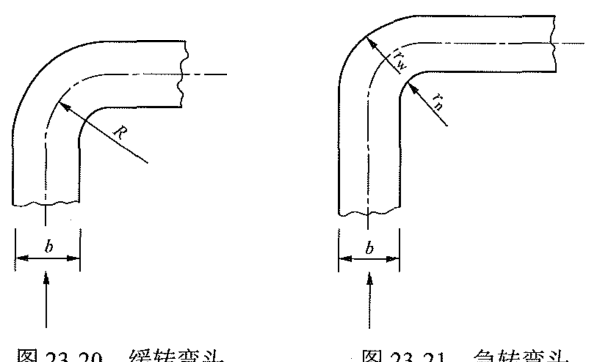


图 23-20 缓转弯头　　图 23-21 急转弯头

2）当管道需要收缩并急转弯时，可采用收缩形弯头，并使 $r_w/b=r_n/b\geqslant0.3$，如图 23-23 所示；当管道需要扩散并急转弯时，宜在等截面转弯后再扩散。

（2）烟风道在下列条件时，宜装设导向叶片或导流板，具体要求如下：

1）急转弯头的内边弯曲半径与弯头进口径向宽度的比值达到以下数值时，可装设导向叶片。

a. 等截面急转弯头，$r_n/b\leqslant0.25$（r_n 为内边弯曲半径）。

b. 扩散急转弯头，$r_n/b_1\leqslant1$（b_1 为进口径向宽度）。

c. 收缩急转弯头，$r_n/b_1<0.2$。

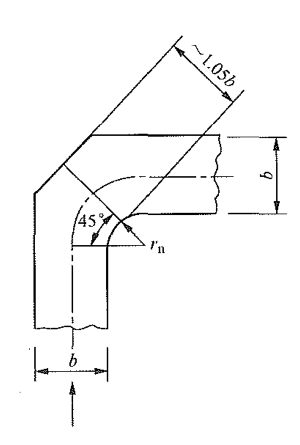


图 23-22　外削角急转弯头

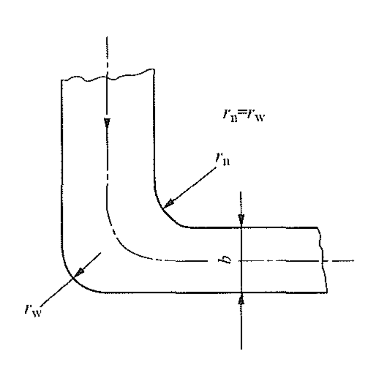


图 23-23　变截面收缩急转弯头

d. 导向叶片数及其间距可按图 23-24、图 23-25 和表 23-28 进行计算。

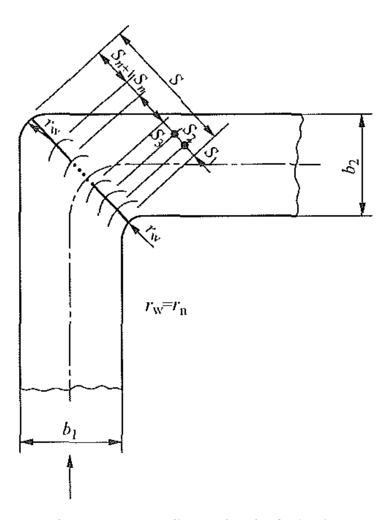


图 23-24　带导向叶片弯头

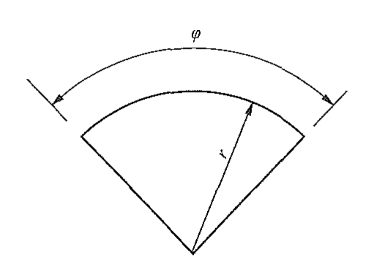


图 23-25　导向叶片

表 23-28　导向叶片数及其间距的计算方法

序号	名称＼项目	弯头前气流分布均匀时用最佳叶片数	降低弯头阻力时用最少叶片数
1	叶片数	$n \approx S/r_n$	$n \approx 0.65\dfrac{S}{r_n}$
2	S	$S=\sqrt{b_1^2+b_2^2}$	
3	外边第一个间距与内边第一个间距之比	$S_{n+1}/S_1=2$	$S_{n+1}/S_1=3$
4	内边第一个间距 S_1	$S_1=\dfrac{2S}{3(n+1)}$	$S_1=\dfrac{S}{2(n+1)}$
5	间距差值	$S_2-S_1=S_3-S_2=\cdots=S_{n+1}-S_n=S_1/n$	$S_2-S_1=S_3-S_2=\cdots=S_{n+1}-S_n=2S_1/n$
6	导向叶片中心角 φ	$A_2=A_1$ 的 90°弯头，$\varphi=95°$；$A_2/A_1=2$ 的 90°扩散弯头，$\varphi=75°$；$A_2/A_1=0.5$ 的 90°收缩弯头，$\varphi=115°$	

注　A_1、A_2 分别为管道进、出口截面积。

e. 导向叶片可采用与管道壁厚相等的薄钢板制成。其安装位置宜在弯头内、外两角顶点的连线上，如图 23-24、图 23-25 所示。为加强叶片刚度，当叶片宽度为 2000～3500mm 时，可在各叶片间及叶片与管道间，用扁钢（厚度朝气流方向）与对角线平行连贯焊接，当叶片宽度超过 3500mm 时，再加焊第二条扁钢，但其间距不宜大于 2500mm；如叶片弧长大于 1500mm，则应平行于对角线焊两条扁钢。

2）在缓转弯头中，管道的两邻边的比值为 $a/b \leqslant 1.3$ 时宜装设导流板。

当 $a/b < 0.8$ 时，装设 1～2 片导流板；$a/b=0.8$～1.3 时，装设 1 片导流板。

导流板宜与弯头同圆心，沿径向等间距布置，如图 23-26 所示。

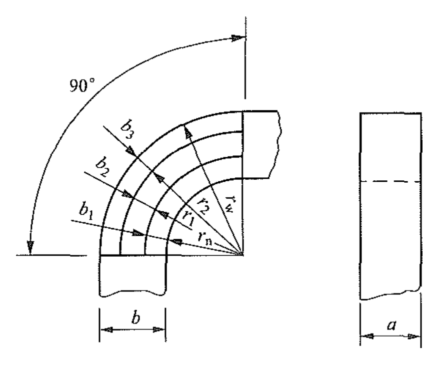


图 23-26　带导流板的弯头

导流板的刚度加强方法可按本条导向叶片的有关规定。对于大截面烟风道的导流板，也可采用增加导流板的厚度并在导流板表面贴附加强角钢的方式，以增加导流板的刚度。

3）当烟气的磨损或腐蚀性较大时，导向叶片或导流板应当采取防磨、防腐措施，否则烟道不宜装设导向叶片或导流板。

三、变径管

变径管包括扩散管、收缩管及方圆节，设计时应当满足下列要求。

（1）扩散管。扩散管的扩散角 α 宜为 7°～15°，但不宜大于 20°，如图 23-27、图 23-28 所示。

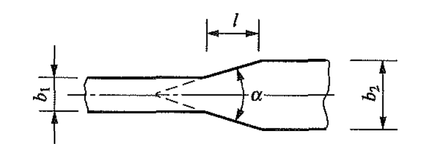


图 23-27　平面型或圆锥型扩散管

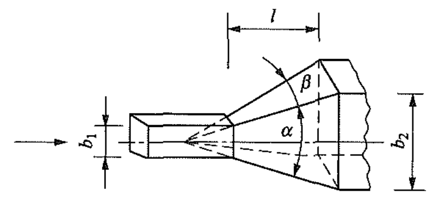


图 23-28　棱锥型扩散管

当扩散角 $\alpha>20°$ 时，扩散管应当采用阶梯型扩散管或曲线型扩散管，如图 23-29、图 23-30 所示。同时，阶梯型扩散管后宜尽量避免直接布置弯头。

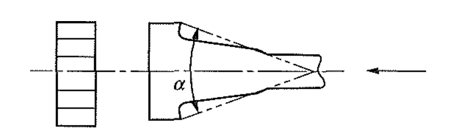


图 23-29　阶梯型扩散管

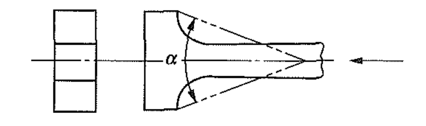


图 23-30　曲线型扩散管

当扩散角 $\alpha\geqslant30°$ 时，扩散管应当加装导向板，其片数 n 根据扩散角 α 确定：$\alpha=30°$，$n=2$；$\alpha=45°$，$n=4$；$\alpha=60°\sim90°$，$n=6$；$\alpha=100°$，$n=8$。导向板宜均匀布置，如图 23-31 所示。

（2）收缩管。收缩管的最佳收缩角宜为 25°，但不应超过 60°。

（3）方圆节。方圆节参照收缩管或扩散管的要求确定角度。

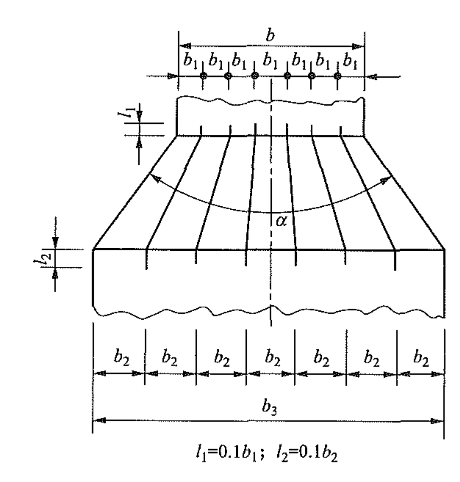


图 23-31　导向板

（4）离心式风机出口扩散管。对于离心式风机出口的非对称型扩散管，当扩散角 $\alpha>20°$ 时，扩散管中心线宜偏向叶轮旋转方向，并应使风机出口外侧边的延长线与扩散管外侧边之间的夹角 $\beta\approx10°$；当扩散角 $\alpha\leqslant20°$ 时，应使夹角 $\beta\approx0\sim\alpha/2$。离心式风机出口非对称型扩散管如图 23-32 所示。

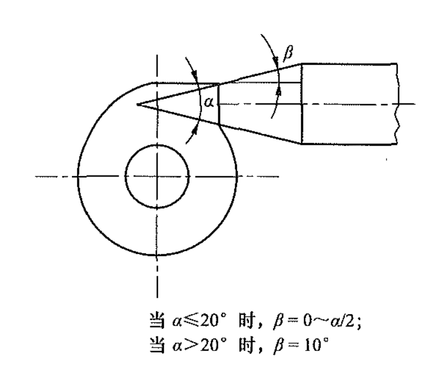


图 23-32　离心式风机出口非对称型扩散管

对于离心式风机出口的对称型扩散管，扩散管宜尽量长些，一般按 $l/b=2\sim6$ 选用，如图 23-33 所示。

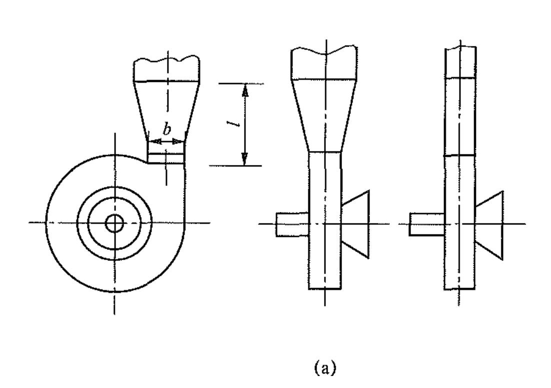
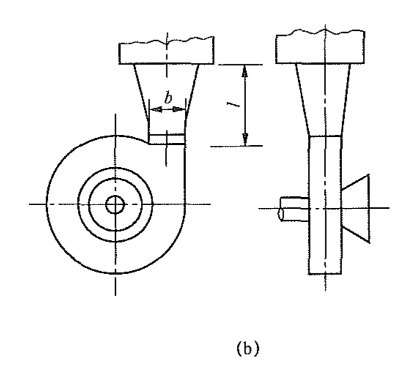


图 23-33　离心式风机出口对称型扩散管（一）

（a）棱锥型扩散管



(b)

图 23-33　离心式风机出口对称型扩散管（二）
(b) 阶梯型扩散管

四、三通

(1) 斜三通管。斜三通管的支管与主管间的夹角 α 宜尽量小，支管转弯应平缓，在接入主管前的支管直管段的长度不宜小于该支管的当量直径 d_{dl}；当 $\gamma_n/b<0.3$ 时，该长度应适当增加。斜三通管如图 23-34、图 23-35 所示。

对于分流斜三通管，支管与主管中的流速比（w_1/w_2）应小于 1.5。

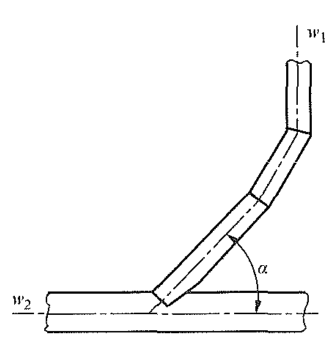


图 23-34　焊制支管斜三通

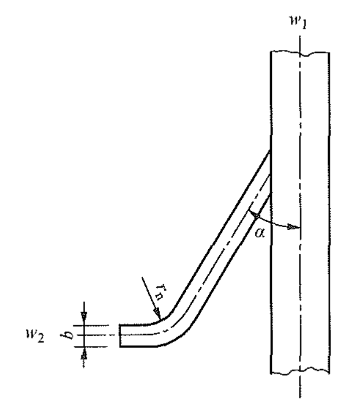


图 23-35　弯制支管斜三通

(2) 带隔流板的分流三通管或合流三通管。对于带隔流板的分流三通管或合流三通管，支管转弯应平缓。当两支管中的流速相等或接近（w_1/w_2=0.8～1.3）时，隔流板的长度与其中主要支管（系指决定系统阻力的管路）的当量直径之比为 $l/d_{dl}\approx0.5\sim1.0$；当流速相差较大时，则取 $l/d_{dl}\geqslant2$。带隔流板的分流三通管或合流三通管如图 23-36、图 23-37 所示。

对于支管与主管间夹角小于 90° 的隔流三通管，两管中的流速比（w_1/w_3）应小于 1.2，如图 23-36 所示。

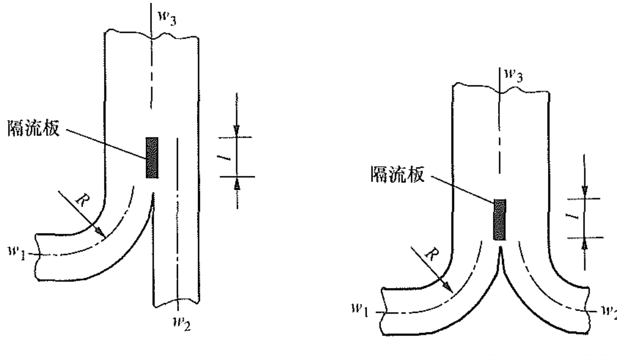


图 23-36　非对称型带隔流板的分流三通管或合流三通管　　图 23-37　对称型带隔流板的分流三通管或合流三通管

对于直角汇流的三通管，内置隔流板应把气流全部分离开，消除碰撞，如图 23-38 所示。

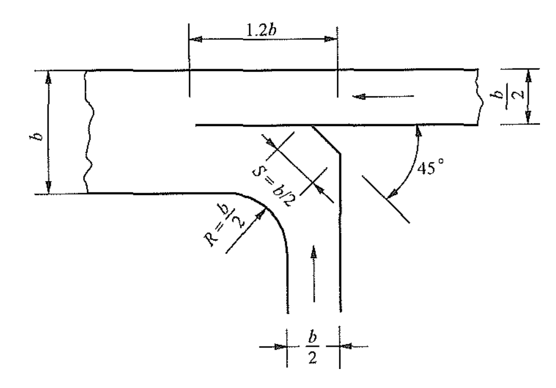
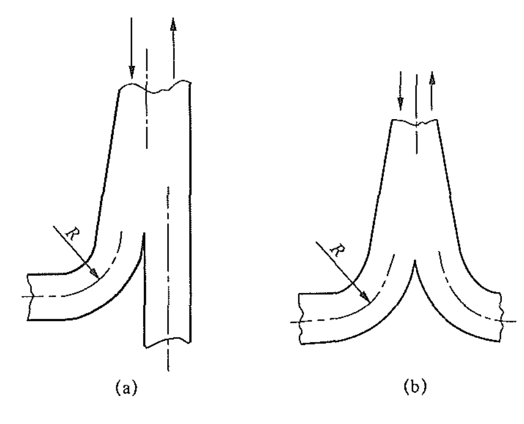


图 23-38　直角汇流隔流板三通管

(3) 扩散型三通管或收缩型三通管。在主管上装设扩散管或收缩管时，应符合前述斜三通管及带隔流板三通管的有关规定，如图 23-39（a）、（b）所示。

对于支管角度 α=90° 的非对称三通管，扩散角 β 宜为 10°～13°，如图 23-39（c）所示。



(a)　(b)

图 23-39　扩散型三通管或收缩型三通管（一）
(a) 非对称型；(b) 对称型

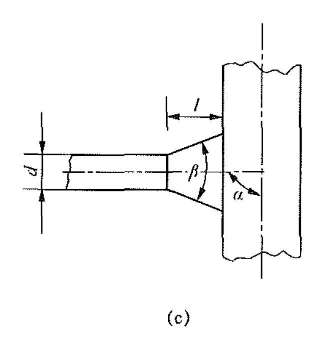


图 23-39 扩散型三通管或收缩型三通管（二）
（c）$\alpha=90°$ 非对称型

五、联箱及风箱

（1）对于多支分流联箱或合流联箱，在各变截面处的流速宜相等。当支管数量在 4～6 个时，宜采用图 23-40 的形式，并符合前述斜三通管的要求。

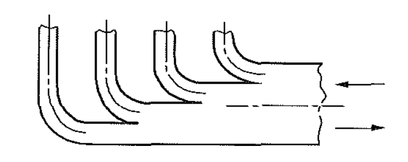


图 23-40 多支分流或合流联箱

当支管数量较多时，可采用扩散型或楔型的联箱，如图 23-41、图 23-42 所示，并符合前述斜三通管、扩散型三通管及收缩型三通管的要求。

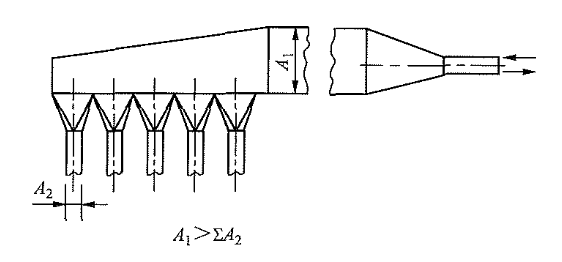


图 23-41 扩散型分流或合流联箱

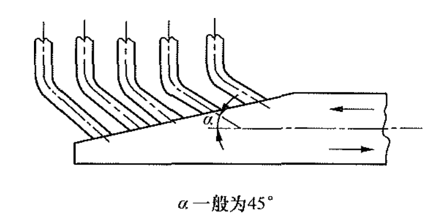


图 23-42 楔型分流或合流联箱

（2）1000MW 机组三通道除尘器前的矩形烟气分配风箱可按图 23-43 设置。

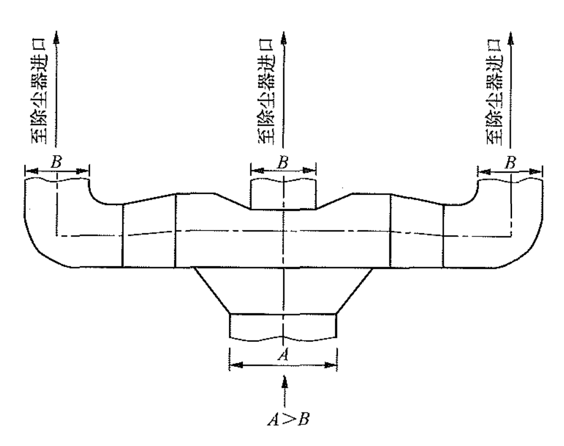


图 23-43 1000MW 机组三通道除尘器前的矩形烟气分配风箱

第六节 零件和部件

一、零件

（1）圆形管道弯管的弯曲半径 R，按以下要求确定。

1）对于 DN≤400mm 无缝钢管的弯制弯管及热压成型弯头，其弯曲半径按《汽水管道零件及部件典型设计》或表 23-29 所列数据选用。

表 23-29　　弯曲半径 R　　(mm)

公称通径 DN	100	150	200	250	300	350	400
弯管	600	650	1000	1370		1500	1700
热压弯头	152	229	305	381	457	566	639

2）有缝热压弯头的弯曲半径 R 按《汽水管道零件及部件典型设计》或以下要求确定。

对于公称直径 DN200 及 DN225 的有缝热压弯头，弯曲半径 R=300mm；对于公称直径 DN≥250 的有缝热压弯头，弯曲半径 R=DN+50mm。

3）铸件弯头的弯曲半径 R 按布置需要而定，一般为 R=1.5～2.5DN。

通常情况下，铸件弯头的弯曲半径 R 按 2DN 选取。

对直径较小的管道，弯曲半径 R 取较大值，反之可取较小值。不论何种管径，当布置上有困难时，可少量采用 R=1DN 的铸件弯头。

4）焊制弯管的弯曲半径 R，按以下要求确定。

对于烟风道，焊制弯管的弯曲半径 R=DN+50mm。

对于送粉管道，焊制弯管的弯曲半径按布置需要而定，一般为 R=1.5～2.5DN。当布置上有困难时，可少量采用 R=1DN 的弯头。

对于送粉管道以外的煤粉管道，焊制弯管的弯曲半径 $R \geqslant 3DN$。

烟风道焊制弯管的弯管节宜由22°30′扇形节组合而成；煤粉管道焊制弯管的弯管节宜由15°扇形节组合而成。

（2）烟风煤粉管道同设备、部件及部分门类之间及检修时需拆开的部位宜采用法兰连接。

对于圆形法兰，DN100～DN400宜用钢板制作；DN450及以上可用扁钢、角钢或槽钢等型钢制作；大截面圆形法兰宜采用角钢或槽钢制作。

矩形法兰宜用角钢或槽钢等型钢制作；大截面矩形法兰宜采用槽钢制作。

二、部件

1. 木块分离器

木块分离器安装在储仓式制粉系统中的磨煤机出口管道上，主要用于分离混在煤粉中的木块及其他杂质。

木块分离器有手动和电动两种形式，DN≥1200的木块分离器应优先采用电动型。木块分离器应满足以下要求：

（1）无论手动或电动均应操作轻便灵活，木块能安全方便地取出。

（2）电动型木块分离器的电气设备应采用防爆型。

（3）木块分离器前后应有差压信号，并送到易为运行人员所监视的位置上。

（4）木块分离器的规格应根据磨煤机至粗粉分离器输粉管直径来选择。

2. 木屑分离器

木屑分离器用于储仓式制粉系统的细粉分离器下部的落粉管上，清除混在煤粉中的木屑、木片等杂物，有利于提高系统运行的安全性和可靠性。木屑分离器应满足以下要求：

（1）木屑分离器的结构应严密，操作应灵活方便，且应装于运行人员便于接近和操作之处。

（2）木屑分离器的规格可按细粉分离器落粉管直径来选择。

3. 挡板式换向装置

挡板式换向装置用于制粉系统和烟风系统中需要切换通道的地方，代替两台分别装在两个通道上的风门。

换向装置分手动、电动或无须操作的三种形式，可按不同要求选用。换向装置内部结构应关闭时严密，操作轻便。外部应有挡板方向及位置指示。

4. 锁气器

锁气器的用途是煤粉由一压力范围进入另一压力范围时，防止发生空气窜流现象，而维持粉粒的顺利流动。储仓式系统中，由细粉分离器至煤粉仓落粉管、粗粉分离器至磨煤机的回粉管上应设置锁气器。锁气器有锥式锁气器及斜板式锁气器等形式。

（1）锥式锁气器。

1）锥式锁气器应垂直装设并能连续放粉，本体上应设手孔。

2）锁气器上部应有足够长的管段作为粉柱密封管段，该管段宜保持垂直或与垂直方向的夹角不大于5°。密封管段以上的管段允许转弯，但与垂直方向的夹角不应大于30°，如图23-44所示。

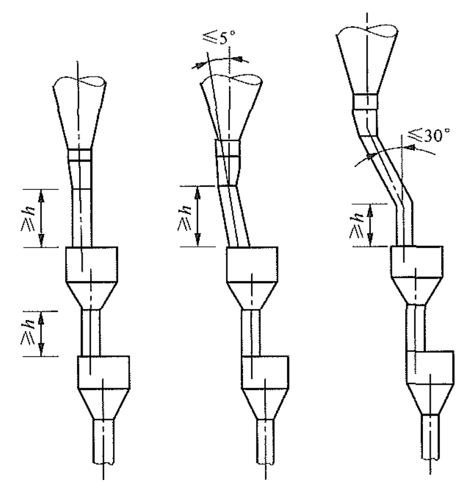


图23-44　锥式锁气器布置示意图

3）锁气器粉柱密封管的垂直高度 h 按式（23-31）确定。

$$h \geqslant \frac{2p}{9.81} + 100\text{mm} \tag{23-31}$$

式中　p——压差。当安装在细粉分离器下部的落粉管上时，取细粉分离器进、出口负压和的平均值（取其绝对值）；当安装在粗粉分离器下部的回粉管上时，取粗粉分离器进口的负压（取其绝对值），Pa。

4）锥式锁气器的结构尺寸宜与落粉管或回粉管一致，锁气器进口管的内径DN按式（23-32）计算。

$$\text{DN} = 10\sqrt{4Q/\pi q} \tag{23-32}$$

式中　Q——锁气器出力，kg/h；

q——锁气器的单位出力，用于煤粉时为25～35kg/（cm²·h）。

（2）斜板式锁气器。

1）斜板式锁气器与水平面的倾斜角宜为65°～70°，重锤杆应保持水平。

2）斜板式锁气器上部应有粉柱密封管段。该管段的垂直高度 h 按式（23-31）确定，但不得小于800mm。

3）斜板式锁气器的规格按管道直径选用。

5. 煤粉分配器

煤粉分配器是用来改善磨煤机出口的并列输粉管路风粉分配均匀性的。

煤粉分配器一般用于直吹式制粉系统，当磨煤机自身不带分配器或煤粉均匀度不能保证时，则应设置煤粉分配器。

煤粉分配器有格栅型、扩散型和肋片导流型等形式，可根据分配均匀性要求及管数进行选择。煤粉分配器应采用耐磨材质制作，起到防磨损的作用。

6. 缩孔

缩孔主要用于送粉管道上调节一次风管阻力，使每一根送粉管道在燃烧器入口处的一次风风速保持一致，使介质分配均匀。

缩孔有可调缩孔和固定缩孔两种。可调缩孔可在运行中调整孔径，平衡送粉管道之间的阻力误差。固定缩孔孔径应根据管路设计计算确定。

在含粉气流上的缩孔应采用硬质耐磨合金或陶瓷贴片等防磨措施。

7. 煤粉混合器

煤粉混合器主要用于煤粉与一次风进行均匀的混合，一般用在储仓式制粉系统中。

在设计中应当根据混合器与炉膛间送粉管道阻力大小选择不同形式的混合器。当混合器至炉膛间的总阻力小于 2kPa 时，采用带托板的单面收缩混合器［见图 23-45（a）、（b）］；当混合器至炉膛间的总阻力不小于 2kPa 时，采用带缩放管的引射式混合器［见图 23-45（c）］。

煤粉混合器的结构应能保证煤粉与一次风混合均匀，防止混合器后的送粉管道上发生风粉不均的情况。

混合器宜用耐磨材料制作。混合器的收缩段、托板宜采用耐磨合金钢或衬涂防磨材料，以防磨损。装设混合器时，应使其内部托板呈水平位置。

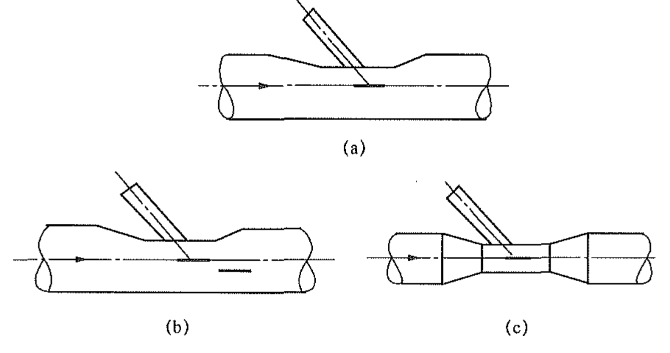


图 23-45 典型的煤粉混合器形式

（a）单托板式；（b）双托板式；（c）收缩引射式

三、风门

（1）按结构形式及功能不同，烟风系统的风门可分为隔绝门、挡板式隔离门及挡板式调节门等。

隔绝门主要用于要求严密隔离的部位及含尘浓度高的管道上的运行或检修隔离，有插板式、翻板式及空气密封挡板式等；挡板式隔离门主要用于运行隔离；挡板式调节门主要用于运行调节。

（2）风门应当满足以下性能：

1）隔绝门应严密不漏。

2）挡板式隔离门应有较好的密封措施，其泄漏率应小于 2%。一般用在泄漏要求不严，含尘浓度低的烟风管道上。隔离门在全开状态时的阻力应尽可能小。

3）挡板式调节门应有良好的调节特性。

（3）风门在结构设计时，应该满足以下要求：

1）风门轴最好采用水平布置；当风门必须垂直布置时，风门轴应采用推力轴承结构。

2）插板式风门动静间隙应有密封措施。

3）挡板式风门的挡板之间及挡板与门框之间在接触处宜有弹性的软接触密封措施。

4）挡板式风门的叶片应该采用流线型或直板型设计，以降低流动阻力。

5）风门受含尘气流冲刷的部分应为耐磨材料，或喷涂耐磨层，以保证其使用寿命。

6）对于含尘气流，风门内部结构不应有积存尘粒的部位，插板式风门的密封槽应有空气吹扫接口；当严密性要求特别高时，插板式风门的插板四周应有气密封措施。

7）隔离门应能承受风门两边的最大差压而不损坏。

8）风门的材质应按设计温度来选择。其结构应考虑必要的膨胀，在热胀冷缩情况下开关灵活不卡死。

9）风门应有足够的刚度，当烟风道热胀冷缩时能承受热胀力或收缩力而不变形。框架宜采用钢板冲压成型，以减轻重量。

10）挡板式风门应采用非油润滑的耐高温的调心轴承，以使操作灵活，不易卡死。

（4）在进行风门的选型设计时，风门制造厂应提供以下数据：风门在全开状态下的阻力系数；风门在全关状态下的泄漏率；调节风门在不同开度的调节性能曲线；风门操作力矩；气动操作风门的空气参数及耗气量；隔绝风门的密封空气量。

（5）设计中应当优先选用钢结构风门；对于介质温度低、严密性要求不高的中小规格风门，可以选用铸铁结构风门。

当在圆形管道上采用矩形风门时，宜用方圆节过渡。

四、补偿器

（1）补偿器按材质主要分为非金属补偿器及金属补偿器两大类，应当根据介质的设计压力、设计温

度及特性来设计和选用补偿器。

（2）非金属织物补偿器能吸收轴向、径向及角位移，还能有效地吸收振动，可用于产生三向位移的烟风道及需要隔离振动的设备接口上。

非金属织物补偿器应设置内挡板，当用在烟道上时还应采取防腐和防磨措施。补偿器的织物及其外护层应采用抗老化、寿命长的不可燃材料，并能满足介质压力、温度要求。对用于介质压力高的织物补偿器，应内置不锈钢丝网以承受介质压力。

（3）金属波形补偿器能吸收轴向位移，适用于烟风道及煤粉管道。补偿器在设置时应尽可能避免用于吸收径向位移。

金属波形补偿器的波节材料应采用弹性好、抗疲劳性能强、可焊性好的材料。当有特殊要求时，还要求材料具有耐腐性和耐热性。

无密封（无内置防尘挡板）的金属波形补偿器，应当采用优质碳素钢或不锈钢制作，适合用在风道上。

密封式（带内置防尘挡板）金属波形补偿器适合用在煤粉管道、高温烟道或高温炉烟管道上，波节内应充填不可燃的软质材料。

对于湿法脱硫前的干烟气，当烟气的含硫量高、露点温度低时，烟道的金属波形补偿器宜采用耐腐低合金钢（考登钢）或不锈钢制作。

对于湿法脱硫的湿烟气，当需要在烟道上设置金属波形补偿器时，金属波形补偿器宜采用镍基合金制作。

（4）送粉管道上的补偿器应当根据不同的补偿要求采用不同的形式。

1）对于送粉管道上吸收管道自身膨胀引起的少量角位移或轴向位移的部位，可以采用圆形金属波纹管式补偿装置或弹性密封填料式补偿装置（如三维洛氏补偿器）。

圆形金属波纹管式补偿装置的波纹管宜采用不锈钢制作，适用于高温介质。波纹管式补偿装置应内置挡粉板，并在波节内充填不可燃的软质材料。

弹性密封填料式补偿装置宜采用硅橡胶密封，可用于低温送粉管道。

2）对于送粉管道上吸收锅炉燃烧器三向热位移的部位，可采用圆形三维补偿器、三维球形补偿器、三向组合式补偿器或三维洛氏补偿器等。

圆形三维补偿器可布置在燃烧器入口的水平或垂直送粉管道上，吸收锅炉炉膛向下热膨胀、炉膛横向热膨胀和送粉管道的热位移。

三维球形补偿器为球形结构元件和套筒结构元件组合，可吸收三维膨胀量。三维球形补偿器可水平安装，也可以垂直安装在送粉管道上。用于补偿锅炉燃烧器的垂直热位移时应尽量水平安装，避免套筒卡涩的情况。

三向组合式补偿器为两个波纹管结构元件之间加装一个套筒结构元件的组合，可布置在煤粉管道垂直段上，能吸收锅炉炉膛三向热膨胀的全部轴向位移和沿轴旋转方向的少量旋转位移。

三维洛氏补偿器可做少量径向挠曲的角位移和轴向线位移，可以独立安装也可以一对串联安装在送粉管道上。独立安装在较长的直管段上，可以吸收少量三维膨胀量，解决较长的管道热膨胀线位移；串联安装在水平管道上时可用于补偿锅炉燃烧器的垂直热位移。

（5）波形补偿器、波纹管式补偿装置及圆形三维补偿器，在安装时允许冷拉（紧）或偏装；织物补偿器、三维洛氏补偿器及三维球形补偿器安装时，根据需要可进行偏装，但不允许冷拉。

五、防爆门

1. 防爆门种类

（1）火力发电厂常用的防爆门的形式包括自动启闭式（如超导磁预紧自启闭式和重力式）和膜板式等。

（2）超导磁预紧自启闭式防爆门是利用当内部介质爆炸压力达到规定值时冲击阀盖（正负压冲击波），突破吸盘预紧力来排放泄压的原理设计的。泄压压力准确可调、密封可靠、耐高温。可用在围包体安全强度余量较小、密封要求高、高温的系统上，用来保护承压较高的设备和管道不受损坏。

超导磁预紧自启闭式防爆门可用于储仓式制粉系统、不按惰性气氛设计的风扇磨煤机直吹式制粉系统、不小于 40kPa 内部爆炸压力设计的煤粉仓、不按抗爆压力设计的中速磨煤机及双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统的磨煤机进口热一次风管道等。

（3）重力式防爆门是利用当内部介质爆炸压力达到规定值时掀翻门板来排放泄压的原理设计的。动作压力较低，宜在常压围包体上使用，用来保护常压围包体不受损坏。

重力式防爆门可用于按不小于 40kPa 内部爆炸压力设计的煤粉仓。

（4）膜板式防爆门是利用当内部介质爆炸压力达到规定值时冲破膜板来排放泄压的原理设计的。膜板爆破压力较高，但是其泄压压力准确性低，可用在围包体安全强度余量较大系统上，用来保护承压较高的设备和管道不受损坏。

膜板式防爆门可用于储仓式制粉系统（不包括煤粉仓）、不按惰性气氛设计的风扇磨煤机直吹式制粉系统等。

2. 超导磁预紧自启闭式防爆门的技术要求

（1）超导磁预紧自启闭式防爆门应采用圆形设计。

（2）超导磁预紧自启闭式防爆门适用于内部爆炸压力设计值为10、150kPa或不小于40kPa的围包体防爆系统。

（3）超导磁预紧自启闭式防爆门适用于工作温度小于400℃的围包体防爆系统。

（4）超导磁预紧自启闭式防爆门应为完全密封设计。当工作温度小于200℃时，可采用高温密封橡胶；当工作温度大于200℃时，应采用特制特种高温密封材料，保证试验台打压实验达到工作压力的120%时仍然密封无误。

（5）超导磁预紧自启闭式防爆门的飞升压力应小于1.5倍的起爆压力。

（6）超导磁预紧自启闭式防爆门用于工作温度大于100℃的围包体防爆系统时，阀盖应有保温措施，隔热效果应达到外侧检验不大于200℃；当工作温度大于200℃时，吸盘组件应有特别的隔热设计措施，保障吸盘的组件不被高温老化。

（7）当围包体系统有可燃物时，超导磁预紧自启闭式防爆门应设置阻火网。

3. 重力式防爆门的技术要求

（1）重力式防爆门宜采用圆形或矩形结构。

（2）重力式防爆门适用于不小于40kPa内部爆炸压力设计的常压围包体防爆系统。

（3）重力式防爆门的门板与底座间应有良好的密封结合面，以防止泄漏。密封条应为弹性阻燃材料，密封结构应便于拆卸更换密封材料。

（4）重力式防爆门的转动机构应为摩擦力小、不生锈、无油润滑的结构。

（5）重力式防爆门在门板旋启90°左右的位置上应设置靠背架，防止门板大角度翻转时损坏转动机构。

4. 膜板式防爆门的技术要求

（1）膜板式防爆门宜采用圆形，当条件限制时可采用矩形。防爆门设在室外时，可采用与接管成45°角的斜面防爆门（椭圆形膜板）。

（2）防爆门的膜板采用厚度为0.3～0.8mm的退火冷轧铝板，单咬口爆破缝，适用于内部爆炸压力设计值为150kPa或不小于40kPa的围包体防爆系统；也可采用厚度为0.4～0.6mm的冷轧硬铝板，刻十字槽爆破缝，适用于内部爆炸压力设计值为150kPa的围包体防爆系统。

膜板式防爆门适用于运行温度低于150℃、设定起爆压力低于围包体强度1/3倍以上的场合，并应有较大的安全余度。

（3）中间单条咬口接缝的膜板，应采用GB/T 3880.1～3—2012《一般工业用铝及铝合金板、带材》中延伸率为20%～28%，抗拉强度为60MPa的退火冷轧铝板制作。咬口宽度不大于20mm，咬口在压紧法兰处终止，在法兰内的铝板连续拼接。

咬口位置：防爆门为圆形或椭圆形膜板时，咬口应布置在膜板直径上或椭圆长轴上；防爆门为矩形时，咬口应布置在一条对角线上。

（4）刻十字槽的无缝膜板，应采用GB/T 3880.1～3—2012《一般工业用铝及铝合金板、带材》中延伸率为3%～4%，抗拉强度为150MPa的冷轧硬铝板制作。刻槽中心深度不小于板厚的一半。

刻槽的位置：防爆门膜板为圆形时应布置在膜板的两垂直中心线上；防爆门膜板为椭圆形时应布置在长轴与短轴的夹角平分线上；防爆门膜板为矩形时应布置在两对角线上。

（5）膜板式防爆门在内侧应设置支撑栅格，栅格总承载能力不应小于1000N。栅格网尺寸应为50～100mm。栅格阻流截面积不应包括在防爆门计算截面积之内。

第七节 防 爆 措 施

一、一般规定

在制定煤粉制备系统及选择主要设备时，应考虑燃煤特性对所定系统的防爆要求。与锅炉炉膛相连通的烟风系统应考虑炉膛爆炸压力的影响。

对于燃煤锅炉的煤和制粉系统，除无烟煤制粉系统内的设备和部件可不采取防爆措施外，其他煤种均应采取防爆措施。煤和制粉系统防爆措施的设计应根据煤质、系统和设备情况，采用下列方式之一：

（1）使系统的启动、切换、停运及正常运行等所有工况下均处于惰性气氛。在设备内或设备末端湿气混合物中的最高允许氧含量（氧的体积份额，%）不应大于表23-30的规定。

表23-30 惰性气氛的最高允许氧含量 （%）

所在地	烟煤	褐煤
煤粉仓内	12	10
磨煤机（或系统末端）	14	12

（2）设备和其他部件按抗爆炸压力或抗爆炸压力冲击设计。

（3）装设爆炸泄压装置、设备和其他部件按减低后的最大爆炸压力设计。

按惰性或非惰性气氛设计的制粉系统，在磨煤机出口的最高允许温度及储仓式制粉系统的一次风粉混

合温度应当符合表 23-4 的规定。

制粉系统末端的介质最低温度，应保证无水分凝结和煤粉黏附，该温度应比其露点高 2℃（直吹式系统）或高 5℃（储仓式系统）。

二、系统配置及防爆设计压力

1. 系统配置

（1）正压直吹式制粉系统应当根据系统特点合理设置风门或阀门，至少包括下列各项：

1）原煤仓至给煤机的落煤管上应设置电动或手动操作的煤闸门。

2）给煤机至磨煤机的给煤管上应设置电动煤闸门。

3）磨煤机进口热一次风和调温风混合后的管道上或热-次风和调温风的管道上应设置快速隔绝门。

4）磨煤机分离器出口应设置快速隔离阀。

5）磨煤机至燃烧器的送粉管道上应设置隔绝阀，隔绝阀应尽量靠近燃烧器处，锅炉仅配置一台磨煤机者除外。

（2）储仓式制粉系统风门或阀门的设置应符合以下要求：

1）除排粉机前、排粉机出口至主燃烧器或乏气燃烧器的管道和再循环管上可装设隔离阀外，其他煤粉管道上均不应装设隔离阀。隔离阀的布置应避免其中有积粉的可能，并尽量布置在垂直管道上。

2）磨煤机入口热风管道上应设置隔离门。在采用就地吸入冷风调温时，冷风调节门应装设在热风调节门和热风隔离门之间，否则应在热风调节门和热风隔离门之间加装通大气的冷风隔离门或引入压力冷风。

3）干燥剂送粉系统通向排粉机的热风道应装设两个隔离阀门，并在两个隔离阀门之间装设通大气的冷风隔离阀（当有压力调温冷风时除外）。

（3）储仓式制粉系统干燥剂送粉时，通向排粉机的热风宜从空气预热器中间抽出，以满足表 23-4 及排粉机对热风温度的要求。如果无法满足，应引入调温用压力冷风或就地冷风，并设置相应的调节门。

（4）对爆炸感度高、高挥发分和自燃倾向性高的烟煤和褐煤，不推荐采用储仓式制粉系统。如果采用，不宜设置邻炉和/或制粉系统之间的输粉装置。可以采取适当的布置方式，使细粉分离器的落粉管能向同一台锅炉相邻的两个煤粉仓或两台锅炉间的两个煤粉仓直接供粉。

（5）煤粉仓和输粉机应设置固定的吸潮管系统。煤粉仓上宜设置通向相邻磨煤机系统或相邻锅炉制粉系统的吸潮管，并装设远方操作的电动隔离阀。

在系统停运时，可通过通向相邻磨煤机系统或相邻锅炉制粉系统的吸潮管排出煤粉仓内的可燃气体。

（6）采用高温炉烟干燥的风扇磨煤机系统，在给煤机到磨煤机的给煤管上应设置电动煤闸门。

（7）除磨制无烟煤的制粉系统外，其他制粉系统应设置灭火设施，灭火系统应由快速动作的阀门控制。

2. 防爆设计压力

（1）不装设防爆门时，系统设备、管道及部件按抗爆炸压力或抗爆炸压力冲击设计，应当符合下列要求：

1）系统运行压力不超过 15kPa 的设备、管道及部件，应按承受 350kPa 的内部爆炸压力进行设计；系统运行压力超过 15kPa 时，应按承受 400kPa 的内部爆炸压力进行设计。

2）制粉系统某些部件，如大平面、尖角等可能受到冲击波压力作用，应根据这些作用对其强度的影响进行设计。

（2）装设防爆门时，系统设备、管道及部件按减低的最大爆炸压力设计，应当符合下列要求：

1）给煤机及给煤管、给粉机、锁气器、输粉机按承受不小于 40kPa 的内部爆炸压力进行设计。

2）对于钢球磨煤机和中速磨煤机系统，除 1）中所列之外的设备、管道及部件按承受 150kPa 内部爆炸压力设计。

3）风扇磨煤机直吹式制粉系统，设备、管道及部件按承受不小于 40kPa 的内部爆炸压力进行设计。

4）泄爆装置的形式、有效泄压面积及额定动作压力，见本节中防爆门设置的相应规定。

（3）不装设防爆门的正压直吹式制粉系统，按抗爆炸压力或抗爆炸压力冲击设计。正压直吹式制粉系统范围内的设备、管道及部件按本节“防爆设计压力”（1）中的规定设计。

正压直吹式制粉系统的范围从给煤机入口上方 0.61m 处和与磨煤机连接的管道及接入系统的密封风接口处起，至锅炉燃烧器止。这些设备、管道及部件包括但不限于下列各项：

1）给煤机及其排出煤斗和至磨煤机的给煤管及部件。

2）磨煤机所有承受内压的部件。

3）磨煤机至燃烧器的送粉管道及部件。

4）与磨煤机连接的管道，至热一次风和调温风隔绝门或磨煤机接口外 8 倍管道当量直径的管道。当管道和部件按抗爆炸压力或抗爆炸压力冲击设计有困难时，可装设防爆门并按减低的最大爆炸压力设计，防爆门的设置要求见本节中防爆门设置的相应规定。

5）外置式分离器及其与磨煤机连接的管道。

6）与磨煤机连接的石子煤斗等。

（4）风扇磨煤机直吹式制粉系统磨制高水分褐煤采用炉烟作干燥剂按惰性气氛设计时，不装设防爆

门。设备按承受不小于 40kPa 内部爆炸压力设计。

未按惰性气氛设计或不能完全达到惰性气氛的风扇磨煤机直吹式制粉系统，按本节“防爆设计压力”（2）中的规定设计。

（5）原煤仓可不按防爆压力设计。

（6）装设自动启闭式防爆门的煤粉仓按减压后的最大爆炸压力和 30kPa 负压设计，煤粉仓减低后的最大爆炸压力值不应小于 40kPa。

（7）从送风机出口至烟囱之间的烟风系统，凡与炉膛相连通的烟风道必须考虑炉膛爆炸压力的影响。受炉膛爆炸压力影响的烟风道介质设计压力按本章的表 23-1～表 23-3 确定。

三、原煤仓

原煤仓内表面应光滑。其几何形状和结构应使煤整体流动顺畅，而且能使煤全部自流排出。

对黏性大、有悬挂结拱倾向的煤，在筒仓和原煤仓的出口段宜采用内衬不锈钢板、光滑阻燃型耐磨材料或不锈钢复合钢板。宜装设预防和破除堵塞的装置，包括在金属煤斗侧壁装设电动或气功破拱装置，或其他振动装置。这些装置宜远方控制。当原煤仓出口处壁面与水平面夹角大于 70°时，可不装设振动装置。对爆炸感度高、高挥发分和自燃倾向性高的烟煤和褐煤采用气功破拱时，其气源宜采用惰性气体。

圆筒仓型原煤仓出口段截面收缩率不应大于 0.7，下口直径不宜小于 600mm，原煤仓出口段壁面与水平面的交角不应小于 60°。

非圆筒仓型原煤仓的相邻两壁交线与水平面的夹角不应小于 55°。壁面与水平面的交角不应小于 60°。对于黏性大或爆炸感度高（高挥发分）和自燃倾向性高的烟煤和褐煤，相邻两壁交线与水平面的夹角不应小于 65°，壁面与水平面的交角不应小于 70°。相邻壁交角的内侧应做成圆弧形，圆弧的半径不应小于 200mm。

循环流化床锅炉的原煤仓出口段壁面与水平面的夹角不应小于 70°。

在严寒地区，钢结构的原煤仓，以及靠近厂房外墙或外露的钢筋混凝土原煤仓，仓壁应有防冻装置。

原煤仓应设置防燃、防爆及灭火措施。在原煤仓上部空间或金属煤斗下部设置通入灭火用惰性气体的引入管（DN≥25mm）固定接口，当原煤仓发现着火或停用期间出现阴燃时，可采用底部侧壁上设置的惰性气体接口（1～2 个）或上部接口喷射惰性气体覆盖、隔绝空气的方法来消除危险。原煤仓内煤的可燃气体析出和聚积有可能造成爆炸，因而应当设置排气装置及时排出。

四、煤粉仓

煤粉仓应按煤粉的特性进行设计，能使煤粉以一定的速率连续流出。煤粉仓的内表面应平整、光滑、耐磨和不积粉，煤粉仓的几何形状和结构应使煤粉能够在没有任何外力情况下自仓内全部自流干净。

煤粉仓应封闭严密，减少开孔。任何开孔必须有可靠的密封结构，不应使用敞开式煤粉仓。煤粉仓的进粉和出粉装置必须具有锁气功能。

煤粉仓的壁面与水平面的夹角不应小于 65°，相邻两壁间交线与水平面的夹角不应小于 60°，相邻两壁交角的内侧应做成光滑圆弧形，圆弧的半径不应小于 200mm。

煤粉仓应防止受热和受潮，对金属煤粉仓的外壁应采取保温措施。在严寒地区，靠近厂房外墙或外露的混凝土煤粉合应有防冻保温措施。

煤粉仓上宜设置自动启闭式防爆门（如超导磁预紧自启闭式和重力式等）。按惰性气氛设计时，煤粉仓不装设防爆门。

煤粉仓顶部应避免有死角空间，吸潮管的位置应能排除仓内可能滞留的气（汽）体和粉尘，并符合本章第三节中对吸潮管布置的有关要求。

煤粉仓的上部应设置灭火或/和惰化措施，并在煤粉仓的上部设置灭火或/和惰性介质引入管的固定接口（DN≥25mm）。这些惰性气体应向煤粉仓的上部，以平行于煤粉仓顶盖的分散气流方式引入，以避免煤粉飞扬。

煤粉仓应有能将煤粉排空的设施，并符合本章第三节中对放粉管布置的有关要求。煤粉仓放粉是防止停用的煤粉仓爆炸的有力措施。锅炉停运后，应将煤粉仓内煤粉放完。放粉方法常用的有三种：一种是将煤粉用水冲入灰渣沟内，随锅炉炉渣一起冲入储灰场；第二种是用小型风机将煤粉从临时管道送至邻炉的制粉系统内，可送至磨煤机出口的制粉管道内；第三种是用输粉机将煤粉仓的煤粉放至汽车内运走。前者方便可行，但存在环保问题，且煤粉不能回收；后两者可回收煤粉，但系统复杂，且易污染环境。

五、煤和制粉系统管道设计

（1）对给煤机和/或磨煤机在正压下运行的系统，应防止热空气和/或烟气从原煤仓下部进入。在给煤机上方应有 2～3m 的密封煤柱，以便起到煤柱密封的作用。

（2）在各制粉系统间不应有联通气粉混合物的管道。

（3）制粉系统的所有零部件，不应存在阻滞煤粉的凸出部分和不平整处。

（4）煤粉管道（包括钢球磨煤机喉管、接头短管、变径管以及细粉分离器、排粉机和其他设备的进出口接管等）的布置和结构不应存在煤粉在管道内沉积的可能性。

（5）在钢球磨煤机入口干燥段上，应按从上到下的顺序布置干燥风管、给煤管、分离器回粉管、再循环管。宜使煤从给煤管沿干燥段中心线落下。回粉管宜在给煤管下方 500～1000mm 处与水平面夹角不小于 60° 接入；再循环管在回粉管下方与水平面夹角不小于 45° 接入，且距磨煤机进口的距离不小于 2 倍再循环管的直径。

（6）送粉管道的配置和布置应防止煤粉沉积和燃烧器回火，不应有停滞区和死区。满足下列流速条件的送粉管道（无烟煤除外）可水平布置，否则与水平面的夹角应不小于 45°：

1）当储仓式制粉系统热风送粉时，在锅炉任何负荷下，从一次风箱到燃烧器和从排粉机到乏气燃烧器之间的管道，流速不低于 25m/s。

2）当储仓式制粉系统干燥剂送粉时，在锅炉任何负荷下，从排粉机到燃烧器的管道，流速不低于 18m/s。

3）对于直吹式制粉系统，在锅炉任何负荷下，从磨煤机到燃烧器的管道，流速不低于 18m/s。

（7）送粉管道设计时，应采取措施使系统中气粉混合物在各路送粉管道中分配均匀。同一层燃烧器各一次风（送粉）管中的粉量偏差不应超过下列规定：直吹式制粉系统为 10%，储仓式制粉系统为 5%。

六、防爆门设置要求

在煤和制粉系统的设备处和部件上装设的防爆门应根据专业制造厂的规格选取。在保证总截面积不变的条件下，应当优先采用大截面防爆门，以减少防爆门的数量。设备和部件装设防爆门后的有效泄压面积与泄压比有关［泄压比是指有效泄压面积（m^2）与围包体单位容积（m^3）的比值］。

（1）按爆炸压力 150kPa 设计的制粉系统防爆门的装设部位及其形式和有效泄压面积应按下列规定：

1）靠近磨煤机进口干燥管、出口喉管、细粉分离器的进出口管以及排粉机进口管或含粉-次风机前的煤粉管道上。各处防爆门有效泄压面积不应小于该处煤粉管道截面积的 70%。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

2）布置在距排粉机小于 10m 的含粉一次风箱和干燥剂乏气风箱上。风箱上防爆门有效泄压面积应按泄压比不小于 0.025 计算。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

3）当排粉风箱距排粉机超过 10m 时，排粉机后以及干燥剂乏气风箱或煤粉分配器上。管道和风箱（分配器）上的防爆门总有效泄压面积，应按泄压比不小于 0.025 计算。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

4）与磨煤机分开安装的粗粉分离器上。至少应各自装设两个防爆门，分别引自粗粉分离器内外锥壳。粗粉分离器的防爆门总有效泄压面积应按泄压比不小于 0.025 计算。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

5）在细粉分离器中间出口短管的顶盖上，装设一个或数个防爆门。细粉分离器防爆门总有效泄压面积应按泄压比不小于 0.025 计算。当在细粉分离器中间顶盖装设的防爆门面积不足，在环形顶盖上装设时，其直径等于环形宽度的 75%。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

6）制粉系统（不包括送粉管道和煤粉仓容积）上装设防爆门的总有效泄压面积，应按系统泄压比不小于 0.025 计算。

（2）按不小于 40kPa 爆炸压力设计的制粉系统防爆门的装设部位及其类型和面积应按下列规定：

1）不按惰性气氛设计的风扇磨煤机直吹式系统，在粗粉分离器顶盖上至少装设两个防爆门。其总有效泄压面积按磨煤机和粗粉分离器泄压比不小于 0.02 计算。采用膜板式、自动启闭式或其他类型的防爆门。

2）制粉系统上装设防爆门的总有效泄压面积，应按泄压比不小于 0.02 计算。

（3）按不小于 40kPa 内部爆炸压力设计的煤粉仓应装设自动启闭式（如超导磁预紧自启闭式和重力式等）防爆门。煤粉仓防爆门的总有效泄压面积应按泄压比不小于 0.005 计算，且不小于 $1m^2$。

（4）防爆门装置动作时的平均压力称为额定动作压力，应按下列规定：

1）安装在煤粉仓上的自动启闭式防爆门（如超导磁预紧自启闭式和重力式等），额定动作压力按 1～10kPa 设计。

2）安装在其他部位的膜板式或超导磁预紧自启闭式防爆门，按不小于 40kPa 内部爆炸压力设计的制粉系统，额定动作压力不应大于 10～25kPa；按内部爆炸压力 150kPa 设计的制粉系统，额定动作压力不应大于 20～50kPa。

（5）防爆门的布置应符合下列规定：

1）防爆门应设置在靠近被保护设备或管道上，其爆破口或门板的位置应便于监视和维修，装设在弯管上时，应在弯管的外侧。煤粉仓上的防爆门应设置在顶盖上，其布置位置应易于排放气体，且使引出管易于引至室外。

2）防爆门入口接管的长度不应大于 2 倍防爆门当量直径，且不大于 2m。

3）防爆门入口接管倾斜布置时与水平面的倾角：室内不小于45°；室外不小于60°。

4）膜板式防爆门室外安装时，膜板与水平面的倾角不应小于10°；重力式及其他形式的自动启闭防爆门室外安装时，门板与水平面的倾角不应小于10°，不大于45°。

5）安装在室内的防爆门，如爆炸喷出物危及人身安全，或沉落在附近的电缆、油管道和热蒸汽管道上时，应采用引出管引至室内安全场所或室外。当条件限制无法引出时，应采取设置隔火墙、棚盖、隔板或阻火器等保护人身和/或设备安全的措施，使防爆门动作时喷出的气流不危及附近的电缆、油管道和热蒸汽管道及经常有人通行的区域。

第八节　支吊架设计

一、一般规定

（1）支吊架的布置应当符合下列要求：

1）支吊架布点和选型要合理。确定支吊架的间距应综合考虑管道内的介质温度，管道刚度及主厂房土建结构等条件，支吊架的间距一般为6～9m。

2）布置支吊点时，宜使各支吊点荷载均匀分配，并应注意拆卸风门、易磨件时荷载的转移。支吊点应避开管道中容易磨损和堵塞的部位，以便于维护和检修。

3）水平弯管两侧的支吊架，应将其中一只设置在靠近弯管的直管段上。

4）当大小头两侧的管道截面相差较大时，应在大小头的大截面一端设置支吊架。

5）支吊架与管道的焊缝或法兰之间的净距不得小于150mm。

6）在吸收轴向位移的补偿器补偿量分配范围内管道的两端应设置固定支架。在该范围内的支吊架宜为导向或限位支架。固定支架应考虑补偿器弹性力和内压推力的合成力的影响。

7）与设备相连接的管段宜在设备附近设置支吊架，以免设备承受管道的荷载。

8）位于地震烈度8度及以上地震区的发电厂，支吊架的设置应考虑地震力的影响。

9）露天布置烟风道的支吊架结构强度，应考虑风、雪荷载的作用。

（2）支吊架零部件的材料，应按下列原则选用：

1）凡与烟风煤粉管道直接接触的零部件，应按介质设计温度选择钢材。与管道焊接的零部件，其材料还应与管道材料相容。

2）用于承受拉伸荷载的支吊架零部件应采用有冲击功值的材料。若采用没有冲击功值的钢材，应按现行国家标准进行冲击韧性试验，其冲击功值符合国家标准的相关规定方可使用。

3）支吊架零部件不应采用沸腾钢或铸铁材料。

4）螺纹吊杆材料应为Q235B级、C级、D级或Q345B级、C级、D级、E级或20优质碳素钢，其中直径大于或等于48mm的吊杆应采用20优质碳素钢或Q345B及以上级别低合金钢。

5）管道保温层以外支吊架零件的材料宜采用Q235-B；环境计算温度低于0℃且大于－20℃宜采用Q235-C或Q345-C；环境计算温度低于－20℃且大于－40℃宜采用Q235-D或Q345-D；环境计算温度低于－40℃宜采用Q345-E。

6）环境计算温度应按GB 50736《民用建筑供暖通风与空气调节设计规范》中规定的“冬季空气调节室外计算温度”确定，对采暖房屋内的结构可按规定值提高10℃采用。

（3）支吊架的管部、连接件及根部一般可按《烟风煤粉管道支吊架设计手册》选用，同时满足以下要求：

1）吊架拉杆的最小直径不宜小于12mm。

2）靠近吊架的根部和管部的拉杆两端，应分别装有由耳子组成的铰链接头，在两铰链接头之间的拉杆长度不应小于$40\Delta s$（Δs为水平方向的位移值）；当要求在安装时吊点向水平位移的反方向偏装$0.5\Delta s$时，则拉杆长度不应小于$20\Delta s$。

3）拉杆的长度应能调整，一般可用端部螺纹进行调整，除装有调整螺母外还应加装锁紧扁螺母。当有困难时，也可在拉杆中部装设花兰螺丝。

4）无烟煤除外，送粉管道支吊架的管部不宜采用焊接吊板结构。

5）较长垂直管道上的固定支架及刚性吊架，应按单侧承受相应支吊点全部荷载设计。

二、支吊架选型

支吊架的类型应符合表23-31所列的使用条件。

表23-31　　支吊架分类

支吊架分类	使用条件
固定支架	支点不允许有任何方向的位移
限位支架	支吊架只允许在一个或两个方向有位移
导向支架	支点只允许沿管道轴线方向位移（垂直导向支架不承受垂直方向的荷载）
滑动支架	支点有水平位移，但无垂直位移
弹簧支架	支点有垂直位移，并有少量水平位移
刚性吊架	吊点无垂直位移，但有少量水平位移

续表

支吊架分类	使用条件
弹簧吊架	吊点有垂直位移，并有少量水平位移
恒力支吊架	支吊点的垂点位移较大，承受荷载基本不变

对于管道易震的部位，可装设阻尼器。在垂直位移较大的部位宜采用液压阻尼器，在无垂直位移或垂直位移较小的部位宜用弹簧阻尼器或水平拉撑。阻尼器或拉撑杆不承受垂直荷载。

三、支吊架荷载计算

（1）支吊架的管部、连接件和根部（弹簧除外）均以结构荷载作为强度计算的依据。各类形式支吊架构结构荷载，可按表 23-32 所列公式进行计算。

表 23-32　　结构荷载计算公式

支吊架形式	结构荷载 F_j			
	垂直方向 F_{jZ}		水平方向 $F_{jX(Y)}$	
刚性吊架、滑动支架、水平导向支架或固定支架	两侧为刚性或恒力支吊架	$K_sF_g+F_{fZ}+F_{nZ}+F_{tZ}$	刚性吊架滑动支架水平导向支架	μF_{jZ}
	两侧为弹簧支吊架	$K_aF_g+F_{fZ}+0.18\Sigma F_g+F_{nZ}+F_{tZ}$	固定支架	$\Sigma F_{mc}+F_{fX(Y)}+F_{nX(Y)}+F_{tX(Y)}+F_{dX(Y)}$
弹簧支吊架	热位移向下时	$K_sF_g+F_{fZ}+F_{nZ}+F_{tZ}$		
	热位移向上时，按右两式取较大值	$K_sF_g+F_{fZ}+F_{nZ}+F_{tZ}$ 或 $1.2F_a+F_{fZ}+F_{nZ}+F_{tZ}$		
恒力支吊架	$K_sF_g+F_{fZ}+F_{tZ}+F_{nZ}$			
限位支吊架	根据限制管道位移的方向和具体受力状况进行计算			
导向支架	按结构情况进行受力分析			

注　F_{jZ}、$F_{jX(Y)}$分别为垂直方向 Z 和水平方向 X 或 Y 的结构荷载，N；K_s为工作荷载修正系数，一般取 1.4；F_g为工作荷载，N；F_{fZ}、$F_{fX(Y)}$分别为垂直方向 Z 和水平方向 X 或 Y 的附加荷载，N；ΣF_g为分布于该支吊点两侧至下一个刚性支吊架范围内的所有热位移向下的各弹簧支吊架工作荷载的总和，N；F_{nZ}、$F_{nX(Y)}$分别为管道垂直方向 Z 和水平方向 X 或 Y 的内部风压作用于波形补偿器截面（管道截面加波节环形面）上的内压轴向推力，按式（23-37）和式（23-40）计算，N；F_{tZ}、$F_{tX(Y)}$分别为管道垂直方向 Z 和水平方向 X 或 Y 的波形补偿器热胀位移弹性轴向推力，按式（23-41）计算，N；$F_{dX(Y)}$为作用于支吊架上水平方向 X 或 Y 的地震力，N；ΣF_{mc}为分布于支吊点两侧支吊架摩擦力的总和，N；F_a为安装荷载，指管道在冷态时弹簧所承受的荷载，N；μ 为活动支架的摩擦系数（可取下列数值：钢与钢之间滑动，$\mu=0.3$；钢与聚四氟乙烯之间滑动，$\mu=0.2$；不锈钢（镜面）板之间滑动，$\mu=0.1$；聚四氟乙烯之间滑动，$\mu=0.1$；钢与钢之间滚动，$\mu=0.1$；吊架，$\mu=0.1$）。

（2）支吊架构结构荷载中的工作荷载一般包括下列各项的重量：

1）管道重量，包括管道、内贴角钢、加固肋、内撑杆和防磨件等。

2）管道保温结构及防腐内衬的重量。

3）管道零部件重量，包括门类、孔类、补偿器、锁气器和其他零部件等。

4）烟风道顶部设置的通行平台自重。

（3）支吊架构结构荷载中的附加荷载一般包括下列各项：

1）给煤机和炉排加煤斗前的落煤管道按全部充满原煤计算。

2）事故造成的管道内积粉、积煤的重量：给粉管、落粉管、回粉管和吸潮管均按全部充满煤粉计算；给煤机后的给煤管道按全部堵煤计算；送粉管道联合支吊架的公用构件按半管堵粉计算；单根送粉管道独立支吊架时按满堵计算。

3）烟风道内积灰荷载。

4）在烟风道顶部设置通行平台时，分配于支吊架上的垂直荷载（通行平台活荷载）。

5）露天管道由风、雪荷载所产生的重量和推力。

6）地震引起的对支吊架的作用力。

（4）支吊架工作荷载的分配可按静力矩平衡法计算，也可按下列原则进行简化计算。

1）当计算管段内无异形管件和零部件时，则两支吊架间的管道重量可按平均分配计算。

2）在支吊架之间的管道上装有补偿器时，则应按补偿器分段计算。

3）等直径的水平直管或弯管上装有较重部件，如图 23-46 所示，在支吊点 A 的工作荷载按式（23-33）、式（23-34）计算。

$$F_g^A=(1/2)\,m\,(l_1+l_2)+K_{fX}M \qquad (23\text{-}33)$$

$$K_{fX}=a/l_1=(l_1-b)/l_1 \qquad (23\text{-}34)$$

式中　F_g^A ——支吊点 A 的工作荷载，N；

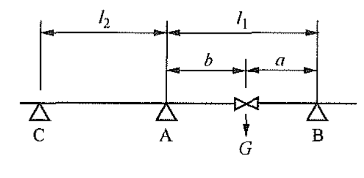
m ——管道单位重量，N/m；

l_1、l_2——支吊点A与两相邻支吊点之间的管段长度，m；

M——部件重量，N；

K_{fX}——部件重量在支吊点A的分配系数；

a、b——部件与支吊点之间的管段长度，m。



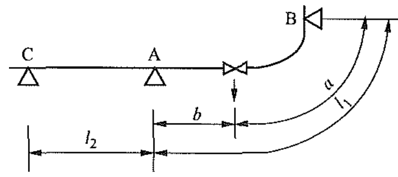


图 23-46 带部件管段的荷重分配

4）带垂直弯管的管段，如图 23-47 所示，在支吊点A的工作荷载按式（23-35）、式（23-36）计算。

$$当\ l_1 \geqslant l_2\ 时，F_g^A = g l_1/2 \tag{23-35}$$

$$当\ l_1 < l_2\ 时，F_g^A = g l_1 \tag{23-36}$$

式中 l_1、l_2——水平和垂直管段的投影长度，m。

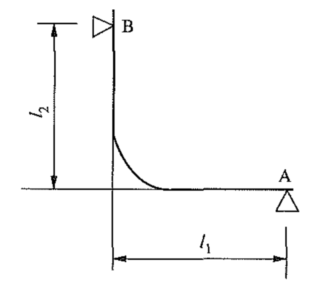


图 23-47 垂直弯管段的荷重分配

5）带三通的水平管段，可先将支管部分的荷重分配到三通处，再以集中荷重的形式按本条 3）原则分配到主管的支吊架上。

6）悬臂管段的重量全部由邻近的支吊架承受。

（5）补偿器的内压轴向推力按以下要求计算：

1）对于金属波形补偿器，按式（23-37）～式（23-39）计算。

$$F_n = F_{n1} + F_{n2} \tag{23-37}$$

$$F_{n1} = A p_0 \tag{23-38}$$

$$F_{n2} = (\pi/4)(d_f^2 - d_n^2)\, p_0 \tag{23-39}$$

式中 F_n——内部风压作用于波形补偿器截面上的内压轴向推力，N；

F_{n1}——内部风压作用于管道截面上的轴向推力，N；

F_{n2}——内部风压作用于波形补偿器波节环形面上的轴向推力，N；

A——管道通流截面积，m^2；

p_0——管道介质设计压力，kPa（kN/m^2）；

d_n——管道内径（或波谷直径），对于矩形管道应按当量直径计算，m；

d_f——补偿器波峰内直径，m。

2）对于非金属织物补偿器，按式（23-40）计算。

$$F_n = 1.1 A \times q_0 \tag{23-40}$$

（6）补偿器的弹性轴向推力按以下要求计算：

1）对于金属波形补偿器，按式（23-41）计算。

$$F_t = K_X \Delta l_X \tag{23-41}$$

式中 F_t——热胀位移引起的弹性轴向推力，N；

K_X——波形补偿器轴向刚度，从产品样本上查找，N/mm；

Δl_X——补偿器所吸收的计算管段热胀值，mm。

2）对于金属织物补偿器，不存在弹性轴向推力，即 $F_t=0$。

第九节 算 例

一、加固肋选型计算

已知：引风机出口水平烟道，烟道截面尺寸 7m×7m，道体壁厚 6mm，烟道长度 8m。烟道设计温度 200℃，设计内压 5.3kPa，设计等级为常规。积灰密度 $12kN/m^3$，基本雪压 0.5kPa，基本风压 0.5kPa，风压高度变化系数 1.42。内贴角钢式道体，刚接设计，道体及加固肋材料 Q235A。加固肋选型计算见表 23-33～表 23-35。

表 23-33 加固肋面板设计压力表

名称	面板位置	内压方向	内压	自重	保温	积灰	雪载	风载	组合荷载	当量荷载
			q_0	q_1	q_2	q_3	q_4	q_5	Σq	Σq_{dl}
单位	—	+/–	kPa	kPa	kPa	kPa	kPa	kPa	kPa	kPa
计算依据	—	—	表 23-1	表 23-6	表 23-6	表 23-6	式（23-3）	式（23-4）	表 23-5	表 23-5
水平段	顶	+	5.30	–0.71	–0.27	—	–0.50	0.497	4.317	–0.983
	底		5.30	0.71	0.27	7.00	—	0.497	13.777	8.477
	侧		5.30	—	—	—	—	0.355	5.655	0.355

表 23-34　　道体是否设置加固肋判定表

面板位置	单位	强度	刚度	振动	无加固肋面板允许宽度	判定结果	备　注
顶	mm	1387	1459	1107	1107	设	式（23-7）～式（23-9）
底	mm	799	1107	1107	799	设	式（23-7）～式（23-9）
侧	mm	1219	1338	1107	1107	设	式（23-7）～式（23-9）

表 23-35　　加固肋选型计算表

项　目		顶面（面板宽度 W_a=7m）	底面（面板宽度 W_a=7m）	侧（面板宽度 W_a=7m）	备注
取用设计温度 t（℃）		200	200	200	
取用设计材料		Q235A	Q235A	Q235A	
设计温度下许用应力 $[\sigma]_t$（MPa）		116	116	116	表 23-16
设计温度下弹性模量 E（GPa）		192	192	192	表 23-17
加固肋中心距	面板设计荷载$\sum p$（kPa）	4.317	13.777	5.655	
	强度条件：加固肋中心距 S（mm）	1760	1007	1544	式（23-11）
	刚度条件：加固肋中心距 S（mm）	1241	859	1139	式（23-12）
	振动条件：加固肋中心距 S（mm）	1107	1107	1107	式（23-13）
	加固肋中心距 S（mm）	850	850	850	
横向加固肋	α=邻边/计算边	1.000	1.000	1.000	
	β=（$1+\alpha^3$）/（$1+\alpha$）	1.000	1.000	1.000	
	内压荷载 p_0（kPa）	5.30	5.30	5.30	
	当量荷载$\sum p_{dl}$（kPa）	−0.983	8.477	0.355	
	内撑杆根数 n（0、1、2）	1	1	1	
	加固肋跨度 L（mm）	3500	3500	3500	式（23-19）
	强度控制初选规格（cm^3）	横向加固肋组合截面断面系数 Z=32.29，初选角钢∟70mm×7mm	横向加固肋组合截面断面系数 Z=103.6，初选槽钢［16a	横向加固肋组合截面断面系数 Z=42.3，初选角钢∟78mm×8mm	式（23-21）
	刚度控制初选规格（cm^4）	横向加固肋组合截面惯性矩 I=213.4，初选角钢∟78mm×8mm	横向加固肋组合截面惯性矩 I=681.0，初选槽钢［12.6	横向加固肋组合截面惯性矩 I=279.5，初选槽钢［10	式（23-23）
	初选加固肋规格	槽钢［16a	槽钢［16a	槽钢［16a	平衡各面
	振动条件下最大跨度 L_{max}（mm）	5397	5397	5397	式（23-25）
	条件判断 $L_{max} \geqslant L$	满足	满足	满足	
	加固肋规格选取	槽钢［16a	槽钢［16a	槽钢［16a	
内撑杆	内撑杆根数 n（0、1、2）	1	1	1	
	内撑杆长度 L（m）	7	7	7	按邻边宽度
	杆受力 p_g（kN）	12.84	40.99	16.82	式（23-28）
	初选规格	ϕ57×3	ϕ57×3	ϕ57×3	表 23-22
	选定规格/材质	ϕ57×3/钢 20	ϕ57×3/钢 20	ϕ57×3/钢 20	

续表

项目		顶面（面板宽度 $W_a=7m$）	底面（面板宽度 $W_a=7m$）	侧（面板宽度 $W_a=7m$）	备注
纵向加固肋	正压道体向内荷载 p_N（kPa·m）	-0.836	不适用	不适用	式（23-30）
	选定加固肋下不失稳最大跨度 L_s（m）	大于 12m	不适用	不适用	表 23-27
	是否设纵向肋	不设	不适用	不适用	

二、烟道防爆设计压力计算

已知：BMCR 下，除尘器进口烟气压力为-4478Pa、引风机进口烟气压力为-4932Pa、引风机出口烟气压力为 3272Pa，引风机进口烟气量为 605.2m³/s，烟气温度 90℃，烟气密度为 0.936kg/m³，锅炉炉膛设计压力为-5800Pa，引风机性能曲线如图 23-48 所示，压缩性系数为 0.973。各段烟道防爆设计压力计算见表 23-36。

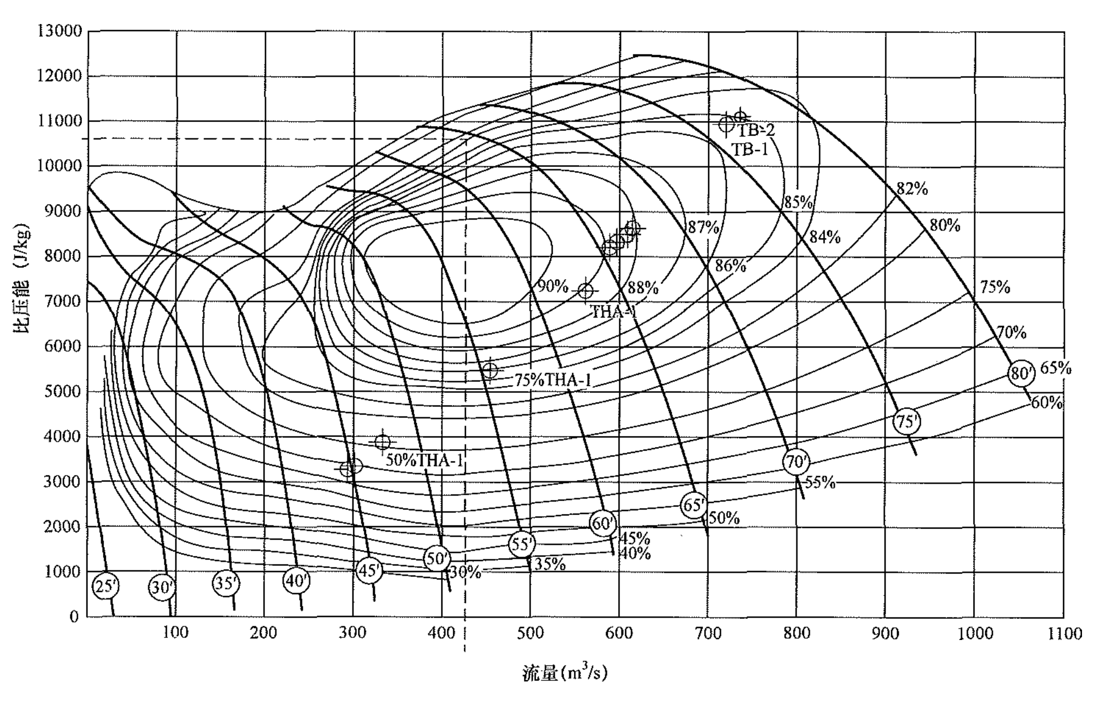


图 23-48 引风机性能曲线

表 23-36 各段烟道防爆设计压力计算

序号	名称	符号	单位	依据	结果
1	BMCR 叶片等开度失速点比压能	Y	J/kg	查图 23-48	11200
2	压缩性系数	f			0.973
3	烟气密度	ρ_g	kg/m³		0.936
4	失速点压头	p_s	Pa	$Y\rho_g \div f$	10774
5	失速点下烟气流量	q_s	m³/s	查图 23-48	420
6	BMCR 下烟气流量	q	m³/s		605.2
7	BMCR 下引风机出口烟气压力	p_3	Pa		3272
8	失速点流量下引风机出口烟气压力	p_{3s}	Pa	$\frac{Q_s^2}{Q^2}p_3$	1575

续表

序号	名称	符号	单位	依据	结果
9	内爆工况下引风机入口负压	$p_{ID,en}$	Pa	$p_{3s}-p_s$	-9199
10	稳态工况下引风机入口负压	$p_{ID,eno}$	Pa		-4932
11	负压比值	K_t		$p_{ID,en}/p_{ID,eno}$	1.865
12	锅炉炉膛设计压力	p_{fds}	Pa		-5800
13	烟道设计负压增大系数	$K_{f,des}$		$K_t-p_{fds}/P_{ID,eno}$	0.689
14	BMCR 下除尘器前烟气压力	p_1			-4478
15	除尘器前烟道设计压力	$p_{1,des}$	Pa	$p_{fds}+K_{f,des}p_1$	-8885
16	BMCR 下引风机前烟气压力	p_2			-4932
17	引风机前烟道设计压力	$p_{2,des}$	Pa	$p_{fds}+K_{f,des}p_2$	-9199
18	引风机出口烟道设计压力	$p_{3,des}$	Pa	$1.5p_3$	4908

第二十四章

燃煤电厂锅炉岛主厂房布置

第一节 总体布置原则

燃煤电厂锅炉岛主厂房布置的主要原则包括满足：

（1）严格执行国家强制性标准。

（2）设施布置紧凑、恰当，空间利用合理、功能分区明确、管系连接短捷。

（3）检查通道和检修场地布置恰当，确保巡视、检修的通道顺畅，为安全运行检修创造良好的条件。

（4）设备的布置需符合防火、防爆、防潮、防尘、防腐、防冻等要求。

（5）主厂房区域的布置根据规划考虑是否预留扩建的条件。

（6）对于单元制机组，锅炉房中心线应对齐或靠近汽机房凝汽器中心线布置。

（7）锅炉房布置宜尽量使输煤系统布置简洁。

（8）锅炉房布置应与除灰系统综合考虑，尽量使除灰系统布置简单合理。

（9）炉后依次布置送风机和一次风机、除尘器、引风机、脱硫系统和烟囱。

（10）脱硫系统布置于炉后引风机区域后方，一般一台炉配备一套脱硫系统。

（11）烟气系统需要增加湿式电除尘器时，则湿式电除尘器应布置在脱硫吸收塔和烟囱间的烟道上。条件有限时也可以布置在脱硫吸收塔顶部。

（12）锅炉炉型、制粉系统与煤仓间形式的匹配原则见表24-1。

表24-1 锅炉炉型、制粉系统与煤仓间形式的匹配原则

煤仓间形式	锅炉炉型			制粉系统	
	Π形锅炉		塔式锅炉	中速磨煤机、风扇磨煤机制粉系统	双进双出磨煤机制粉系统
	墙式燃烧	四角切圆燃烧	四角切圆燃烧		
前煤仓	√	√	√	√	√
侧煤仓	√	不建议，因送粉管道阻力不均	不建议，因送粉管道阻力不均	√	不建议，因磨煤机占地面积大，导致送粉管道过长

第二节 主要设备布置要求及方案

一、原煤仓的布置

原煤仓的外形结构设计除了满足容积要求外，还需要满足供煤落的流畅，在此基础上尽可能使原煤仓小一些，以减轻原煤仓和煤仓间的结构设计，降低工程造价。

（一）布置要求

（1）原煤仓宜采用钢结构的圆筒仓型；双曲线型原煤仓出口段截面收缩率不应小于0.7，出口直径不小于600mm；锥形原煤仓出口段壁面与水平面的夹角，对于煤粉锅炉不应小于60°，对于循环流化床锅炉不应小于70°。

（2）煤粉锅炉采用矩形原煤仓时，相邻两壁的交线与水平面的夹角不应小于55°，壁面与水平面的夹角不应小于60°。

（3）循环流化床锅炉采用矩形原煤仓时，相邻两壁的交线与水平面的夹角不应小于70°

（二）布置方式

1. 原煤仓形式

原煤仓有多种组合形式，常用的组合有：上部为圆筒，下接圆锥体金属小煤斗形式；上部为圆筒，下接双曲线金属小煤斗形式；上部为矩形，中间为方圆

节及短圆筒，下接圆锥体金属小煤斗形式；上部为矩形，中间为方圆节及短圆筒，下接双曲线金属小煤斗形式；上部为矩形，下部为方圆节及短圆筒。不论采用何种原煤仓组合形式，原煤仓与水平面的夹角应满足上述设计规范的要求。

2. 原煤仓布置方案

原煤仓布置示意图如图 24-1 所示。

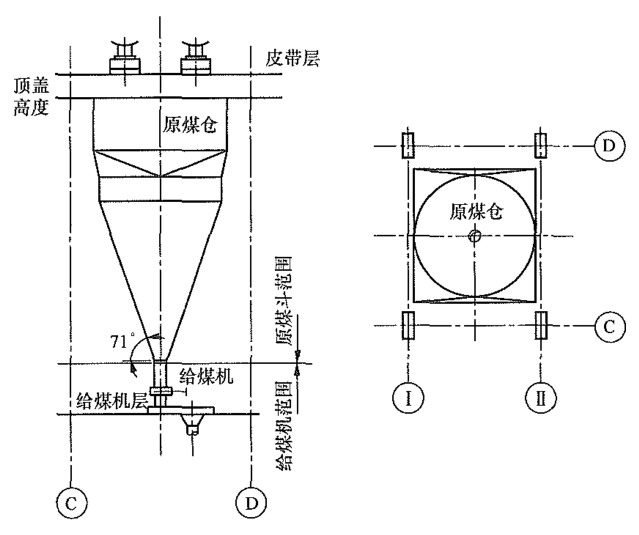


图 24-1　原煤仓布置示意图

（1）原煤仓上与输煤皮带设备下落煤管相连，下与给煤机设备上落煤管相连。

（2）原煤仓一般布置在煤仓间立柱间的中心位置，工艺上或结构上有特殊要求时可做适当偏离。

（3）原煤仓顶盖与皮带层之间需留有不小于 500mm 的检修人员爬行的空间。皮带层标高＝原煤仓顶盖标高＋原煤仓上部横梁高度＋皮带层混凝土高度＋检修人员爬行的高度（≥500mm）。

二、磨煤机的布置

常用磨煤机的类型有中速磨煤机、风扇磨煤机、钢球磨煤机和双进双出钢球磨煤机。磨煤机的布置位置应充分考虑磨煤机本体、磨煤机配套电动机及油站的布置合理，安装、运行和检修的方便。须留有起吊分离器的起吊空间、磨辊装置翻转和移动空间、齿轮箱移动空间、电动机的起吊空间，还需要考虑与磨煤机相连接的一次风道、落煤管道、送粉管道、密封风管道安装空间，石子煤输送空间，钢球磨煤机还需要考虑加载钢球的空间。除了考虑单台磨煤机及配套设备外，还需要留有整套机组所有磨煤机及配套设备的检修、起吊空间，磨煤机大平台的布置空间、巡视维护通道等。

HP 碗式磨煤机和 MPS（ZGM）轮式磨煤机的碾磨方式、磨辊加载方式及分离器的结构形式均不相同，各自的检修起吊方式和布置要求也不相同。

（1）HP 碗式磨煤机布置要求。HP 碗式磨煤机主要由齿轮减速箱、磨辊和加载装置、磨碗、分离器等部分组成。需要检修的主要部件有磨辊、齿轮箱、主驱动电动机，而分离器一般不需要检修。HP 碗式磨煤机采用了磨辊翻出专利技术，利用磨煤机厂提供的专用工具，磨辊能够从各自的门孔中翻出，而不需要将分离器吊离，检修方便。由于 HP 磨煤机在磨辊结构上做了改进，使磨辊辊套的更换可以直接在机器上进行，更换磨辊辊套时的检修工作量小，磨煤机的齿轮箱可以选择从驱动电动机侧或驱动电动机反方向的一侧水平移动至磨煤机基础外侧后再吊至检修场地进行检修；磨煤机的主驱动电动机可直接吊至检修场地进行检修。对于 HP 碗式磨煤机，磨煤机中心线到煤仓间侧边柱中心线距离主要由磨煤机翻辊检修所需空间、分离器的检修起吊及热一次风道的布置决定。当采用磨煤机的主驱动电动机朝向汽机房（除氧间）方向布置方案时，磨煤机的分离器、磨辊、主驱动电动机均可利用煤仓间的过轨起重机从靠近 C 列柱的检修通道吊至检修场地进行检修，煤仓间零米设置应设有不小于 3m 的巡视维护通道。石子煤排料口可设置在垂直于磨煤机主驱动电动机轴线的一侧或炉前，D 列柱与锅炉第一排立柱之间的炉前通道可兼做石子煤的运输通道。HP 碗式磨煤机布置及检修空间布置示意图如图 24-2 所示（见文后插页）。典型 HP 碗式磨煤机布置、检修空间参考尺寸见表 24-2。

表 24-2　典型 HP 碗式磨煤机布置、检修空间参考尺寸　（mm）

机组容量	磨煤机参考型号	检修平台标高/检修上平台标高	行车吊钩离地面最小起吊高度	齿轮箱移动距离（距磨煤机中心线）	磨辊装置翻转需要距离（距磨煤机中心线）	弹簧装置移出距离（距磨煤机中心线）	润滑油站检修所需要净空高度（距地面）
300MW 机组	HP863	3.514m/6.784m	8149	3889	3960	3740	1980
600MW 机组	HP1003	3.65m/7.45m	8780	4000	4419	4068	1980
1000MW 机组	HP1203	4.70m/8.79m	11000	4974	4877	4562	2380

（2）MPS（ZGM）轮式磨煤机布置要求。MPS（ZGM）轮式磨煤机主要由煤粉进出装置、分离装置、磨辊和加载装置、磨碗装置、齿轮传动装置等部分组成。其研磨部件主要是三个互相间隔 120°布置的轮胎型磨辊。MPS（ZGM）轮式磨煤机需要检修的主要部件与HP碗式磨煤机基本相同，但MPS（ZGM）轮式磨煤机的分离器需要吊离检修。分离器的检修方法有两种方法，其一是利用磨煤机检修导轨将分离器水平移至两台磨煤机之间的空间进行检修，每台锅炉的几台磨煤机设置通长的检修导轨和检修平台；其二是利用磨煤机过轨起重机将分离器吊至检修场地进行检修，起吊时首先将分离器垂直提升 50～200mm 再水平移动到检修场地。MPS（ZGM）轮式磨煤机的磨辊也有两种检修方法，一种是先将分离器吊离磨煤机，磨辊从磨煤机顶部吊出检修；另一种检修方法是利用专用工具直接将磨辊从检修大门水平翻出，再进行检修，这种方式虽省掉拆分离器，但内部检修空间小，操作不灵活，采用较少；MPS（ZGM）轮式磨煤机的齿轮箱必须从驱动电动机侧沿齿轮箱导轨水平移动至磨煤机基础外侧后再吊至检修场地进行检修；磨煤机的主驱动电动机可直接吊至检修场地进行检修。

对于 MPS（ZGM）轮式磨煤机，磨煤机中心线到煤仓间侧边柱中心线距离主要由磨煤机分离器的检修起吊及热一次风道的布置决定。MPS（ZGM）轮式磨煤机的磨辊加载方式采用液压加载，磨煤机热一次风道入口的布置方位相对固定。当采用磨煤机的主驱动电动机朝向汽机房（除氧间）方向布置方案时，磨煤机的分离器、磨辊、主驱动电动机、齿轮箱均可利用煤仓间的过轨起重机从靠近 C 列柱的检修通道吊至检修场地进行检修，煤仓间零米设置应设有不小于 4.0m 的巡视维护通道（没有安装盘车装置时的通道）。石子煤排料口可设置在垂直于磨煤机主驱动电机轴线的一侧，D 列柱与锅炉第一排立柱之间的炉前通道可兼做石子煤的运输通道。MPS 轮式磨煤机布置及检修空间示意图如图 24-3 所示。典型 MPS 轮式磨煤机布置、检修空间参考尺寸见表 24-3。ZGM 轮式磨煤机布置及检修空间示意图见图 24-4。典型 ZGM 轮式磨煤机布置、检修空间参考尺寸见表 24-4。

表 24-3　　典型 MPS 轮式磨煤机布置、检修空间参考尺寸　　（mm）

机组容量	磨煤机参考型号	行车吊钩离地面最小起吊高度	盘车装置尾部距离（距磨煤机中心线）	磨辊检修起吊高度（距地面）	磨辊翻出所需距离（距磨煤机中心线）
300MW 机组	MPS190	7730	6835	6840	3576
600MW 机组	MPS225	8570	7285	7440	40003
1000MW 机组	MPS255	9670	7655	8265	4410

表 24-4　　典型 ZGM 轮式磨煤机布置、检修空间参考尺寸　　（mm）

机组容量	磨煤机参考型号	行车吊钩离地面最小起吊高度
300MW 机组	ZGM95N	9499
600MW 机组	ZGM113N	10191
1000MW 机组	ZGM123G	11020

三、给煤机的布置

根据国内电厂大容量机组设计经验对采用中速磨煤机制粉系统一般都选择电子称重式给煤机，电子称重式给煤机常用的规格有 18in、24in 和 36in 三种。在给煤机上方的原煤管道，在原煤仓出口处应设置一只电动煤闸门。对于正压直吹式制粉系统给煤机层至煤斗接口的距离应做到不小于 3m 的煤柱密封高度。电子称重式给煤机的布置位置要充分留有皮带抽出所需空间、头部滚筒拆卸所需空间、给煤机两端开门所需空间、拆卸皮带轮和托轮空间、驱动轮拉出空间、出口堵煤报警器拆卸所需空间等。电子称重式给煤机布置示意图如图 24-5 所示，电子称重式给煤机检修空间示意图如图 24-6 所示，典型的电子称重式给煤机安装、检修空间参考尺寸见表 24-5。

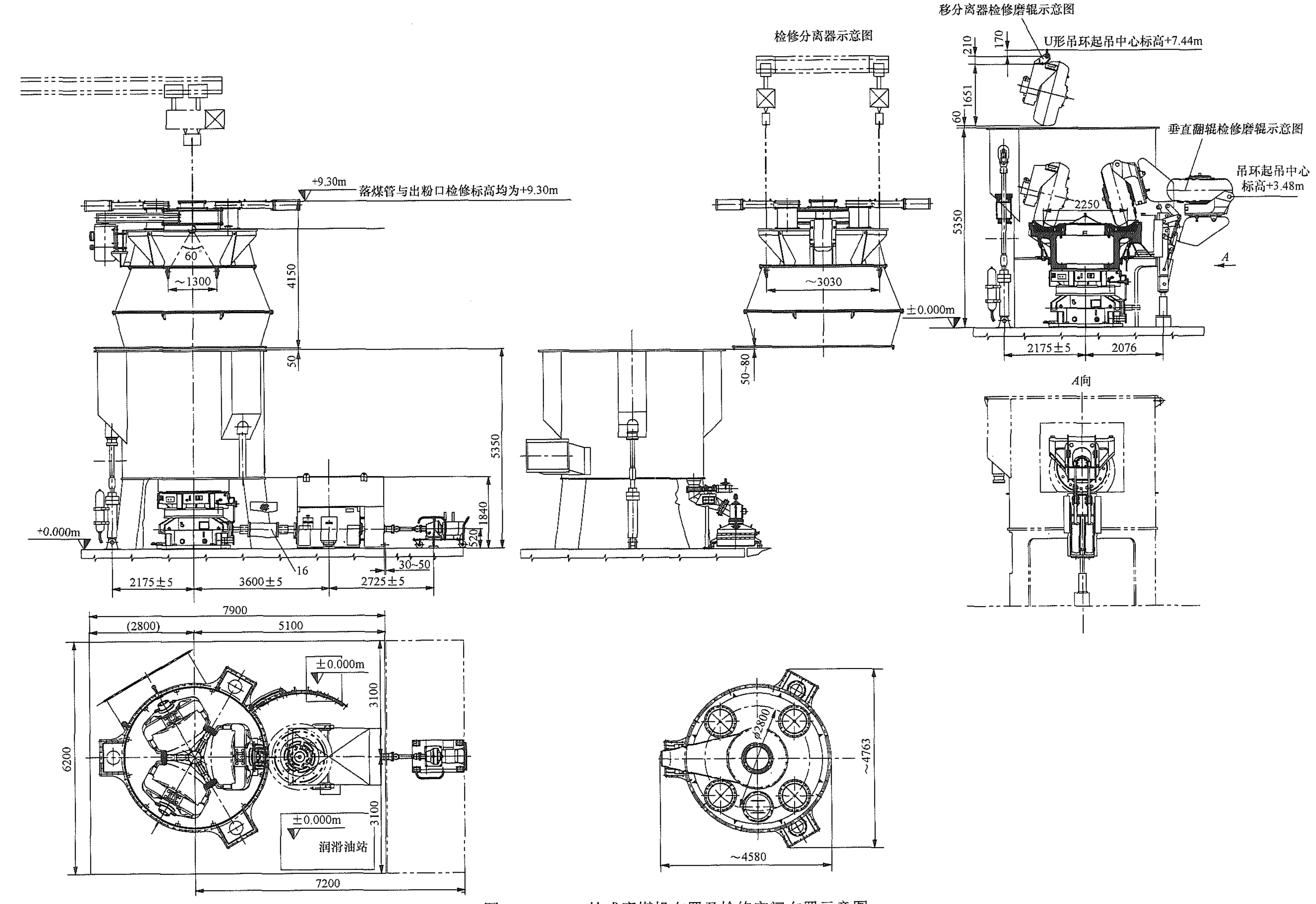
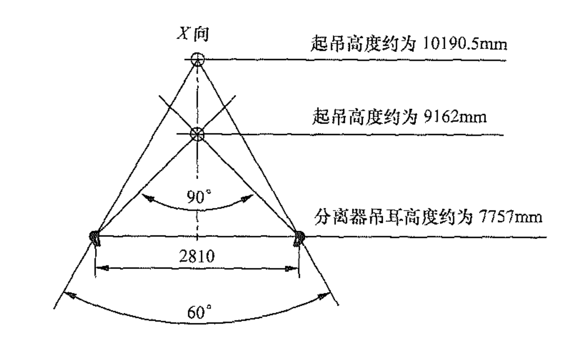


图 24-3　MPS 轮式磨煤机布置及检修空间布置示意图

+10.810m
+9.617m
+7.757m
旋转视图
+5.365m
+1.865m
±0.000m
起吊高度
X向
2810
~100
分离器质量
~23.6t
分离器移动方向

分离器起吊示意图
分离器荷重约23.6t



分离器吊耳布置

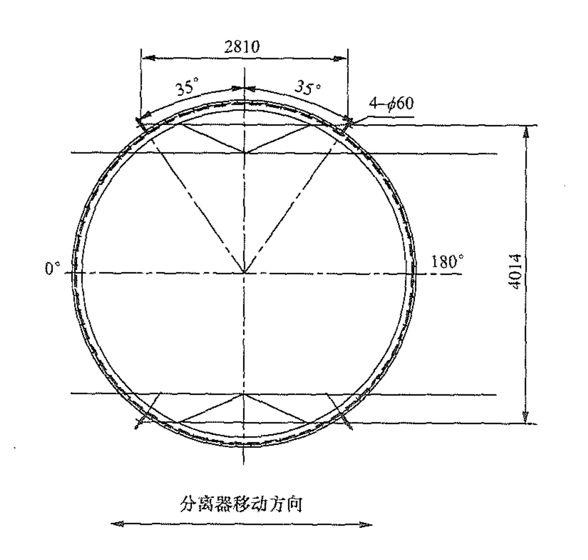


图 24-4　ZGM 轮式磨煤机布置及检修空间布置示意图

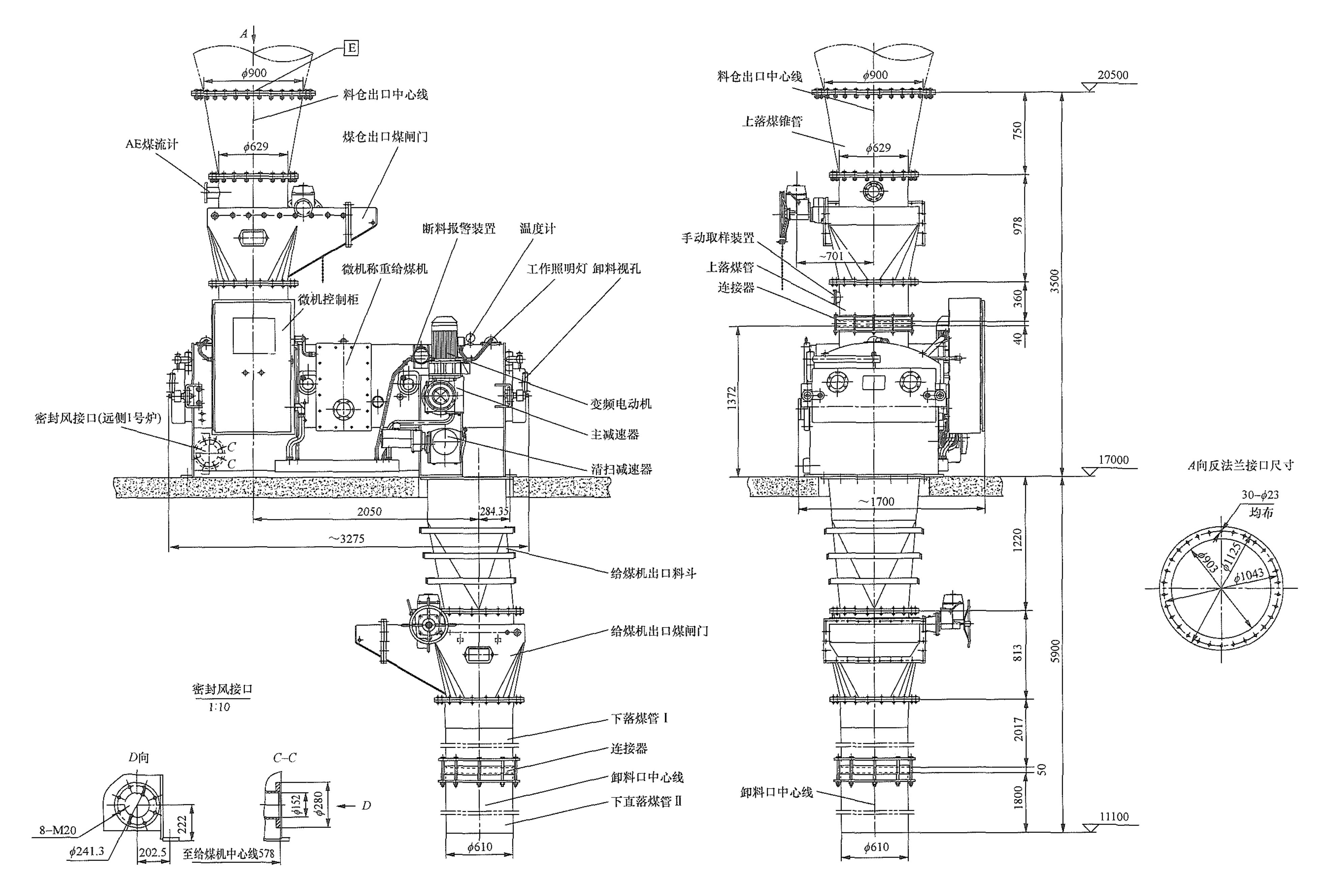


图 24-5　电子称重式给煤机布置示意图

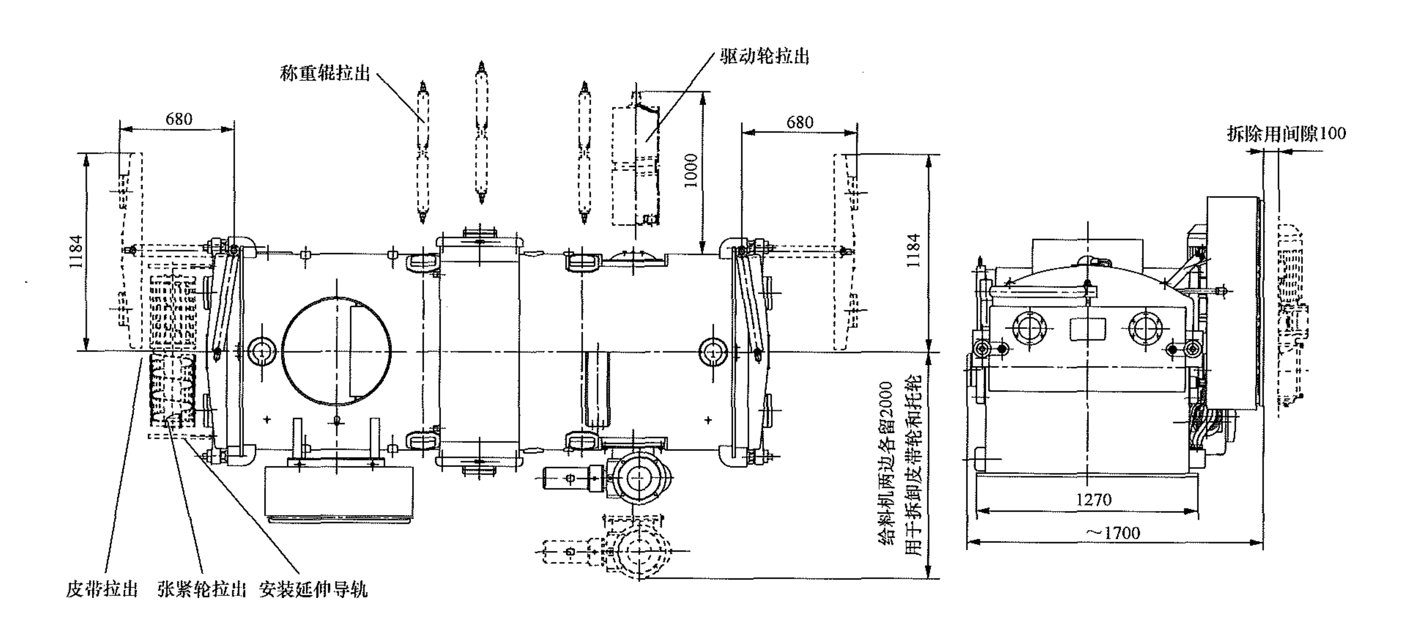


图 24-6 电子称重式给煤机检修空间示意图

表 24-5 典型的电子称重式给煤机安装、检修空间参考尺寸 (m)

机组容量	参考给煤机型号	与原煤仓接口标高	给煤机层标高	与磨煤机接口标高	皮带抽出所需空间	径向开门所需空间	轴向开门所需空间	驱动轮拉出所需空间
国内某300MW 机组	EG2490	16.60	12.60	9.488	1.524	1.27	0.502	—
国内某600MW 机组	EG2490	21.40	17.00	9.59	1.524	1.27	0.502	—
国内某660MW 机组	CS2036	20.50	17.00	11.10	—	1.184	0.68	1.00
国内某1000MW 机组	EG3690	21.00	17.00	11.00	2.00	1.558	0.796	—
国内某1000MW 机组	CS2036	20.80	17.00	11.41	—	2.21	0.94	1.50

第三节 煤粉炉锅炉岛布置

煤粉炉锅炉岛布置包括前煤仓的布置方案、侧煤仓的布置方案（包括输煤皮带的接入方案）、风扇磨煤机布置方案。

一、前煤仓布置

前煤仓布置，即煤仓间布置在汽机房与锅炉房之间，通常其主厂房布置采用四列式布置方案，布置顺序依次为汽机房—除氧间—煤仓间—锅炉房及炉后。该布置方式是最常规、最成熟，也是目前运行电厂中采用最多的布置方式。因此，前煤仓布置方案也成为常规煤仓间方案。

（一）锅炉岛主要辅机设备配置及布置要求

（1）锅炉空预器采用三分仓或四分仓，锅炉辅机一般采用双列配置。

（2）采用前煤仓方案时，主厂房采用四列式布置方案，布置顺序依次为汽机房—除氧间—煤仓间—锅炉房，炉后依次布置：送风机及一次风机—除尘器—

引风机—脱硫系统—烟囱，引风机与增压风机合并设置。

（3）机组采用中速磨煤机正压冷一次风机直吹式制粉系统或双进双出钢球磨煤机正压冷一次风机直吹式制粉系统。

（4）对于采用中速磨煤制粉系统的机组，每台机组按锅炉容量设置中速磨煤机的台数，称重式皮带给煤机台数与磨煤机的台数相同。300MW 机组每台机组中速磨煤机的台数和称重式皮带给煤机通常各设 5 台；600MW 及 1000MW 机组每台机组中速磨煤机的台数和称重式皮带给煤机通常各设 6 台。每台机组通常设 2 台离心式或轴流式一次风机，300MW 机组采用离心式，600MW 及 1000MW 机组采用轴流式。磨煤机的密封风从冷一次风管来，采用母管制，设 2 台离心式密封风机，1 台运行，1 台备用。对于采用双进双出钢球磨制粉系统的机组，每台机组按锅炉容量设置双进双出钢球磨的台数，每台磨煤机配置 2 台称重式皮带给煤机，设 2 台轴流式或离心式的一次风机。磨煤机的密封风从冷一次风管来，采用母管制，设 2 台离心式密封风机，1 台运行，1 台备用。

（5）为了节省锅炉调试和运行的燃油耗量，降低运行费用，可安装等离子点火或微油点火设施、稳燃系统，其中一台磨煤机进口热风由蒸汽加热器加热一次风提供，蒸汽来自辅助蒸汽母管，蒸汽加热器安装在磨煤机热一次风管上。

（6）磨煤机出口送粉管道对应相应的燃烧器。

（7）原煤仓采用钢结构，通常为圆筒仓形。煤斗内衬不锈钢，表面光滑耐磨，可有效防止堵煤。中速磨煤机制粉系统原煤仓的台数与磨煤机台数相同，每台磨煤机对应一个原煤仓。双进双出钢球磨制粉系统每两台原煤仓配一台磨煤机。煤仓布置在输煤皮带层与运转层之间，除备用磨煤机所对应的原煤仓外（双进双出钢球磨不设备用），其余原煤仓总有效储煤量可达到锅炉 BMCR 工况下 8h 的燃煤量（设计煤种）。

（8）直吹式制粉系统通过调整给煤量调节锅炉出力，要求给煤机有较好的调节性能以及较高的计量精度。电子称重皮带式给煤机具有密封性好、计量精度高，可以自动调节。

（9）在场地条件有限且选择Π形锅炉时，则送、一次风机可布置在锅炉左右两侧。

（10）为满足环保烟气系统需要增加湿式电除尘器时，则湿式电除尘器应布置在脱硫吸收塔和烟囱间的烟道上。场地条件有限时也可以布置在脱硫吸收塔顶部，此时湿式电除尘器应选择立式、管式的湿式电除尘器。

（11）炉后布置送风机、一次风机时，送风机、一次风机设备通常布置在进除尘器前的烟道下方，烟道支架内。

（12）输煤栈桥从固定端区域或扩建端上煤至煤仓间皮带层。

（13）煤仓间柱距应与汽机房柱距保持一致。

（14）锅炉第一排立柱与煤仓间有一定的检修通道要求。

（二）主要布置原则

1. 煤仓间

（1）采用炉前煤仓，四列式布置，煤仓间与除氧间连接。

（2）主厂房柱距一般宜采用等距，为了减少主厂房的面积和体积、降低造价也可采用不等柱距设置。

根据设备的布置，煤仓间内设有零米层、给煤机层和皮带层。给煤机层标高主要是由磨煤机本体高度、煤粉管道布置、检修用行车吊钩极限位置、给煤机出口煤闸口高度等因素所确定。为了运行维护方便给煤机层应尽可能与锅炉房运转层标高相一致。对于中速磨煤机制粉系统机组，300MW 机组给煤机层宜为 12.60m；600MW 机组给煤机层宜为 15.00m；1000MW 机组给煤机层宜为 17.00m；对于双进双出磨煤机制粉系统机组，300MW 机组给煤机层宜为 12.60m；600MW 机组给煤机层宜为 13.70m；1000MW 机组给煤机层宜为 17.00m。

（3）对于中速磨煤机制粉系统，根据煤斗储煤量和给煤机本体高度、落煤管长度，确定皮带层标高。除备用磨煤机对应的煤仓外，其余煤仓的总储煤量在皮带层高度的条件下原煤仓的设计可满足设计煤种锅炉 BMCR 工况 8h 以上耗煤量要求。

（4）对于双进双出钢球磨煤机制粉系统，根据煤斗储煤量和给煤机本体高度、落煤管长度，确定皮带层高度，原煤仓总的有效储煤量可满足设计煤种锅炉 BMCR 工况 8h 以上耗煤量要求。

（5）主厂房固定端及扩建端楼梯均有通向煤仓间运转层和皮带层的通道，同时设有锅炉本体通向煤仓间各层的通道，以满足煤仓间内设备巡视和检修件运输的要求。

采用 HP 碗式磨煤机和 MPS 轮式磨煤机前煤仓方案平断面布置示意图如图 24-7～图 24-10 所示，双进双出磨煤机前煤仓平断布置示意图如图 24-11～图 24-13 所示。

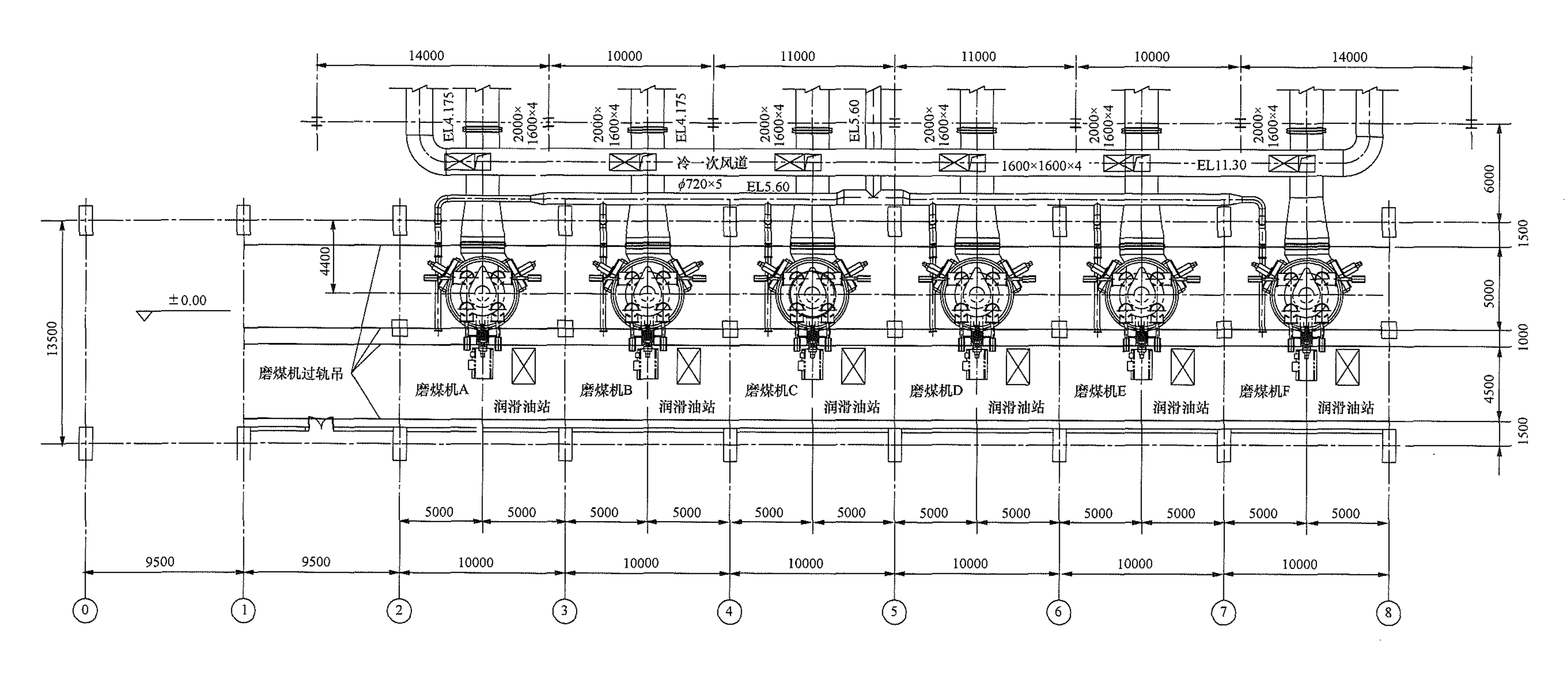


图 24-7 HP 碗式磨煤机前煤仓方案平面布置示意图

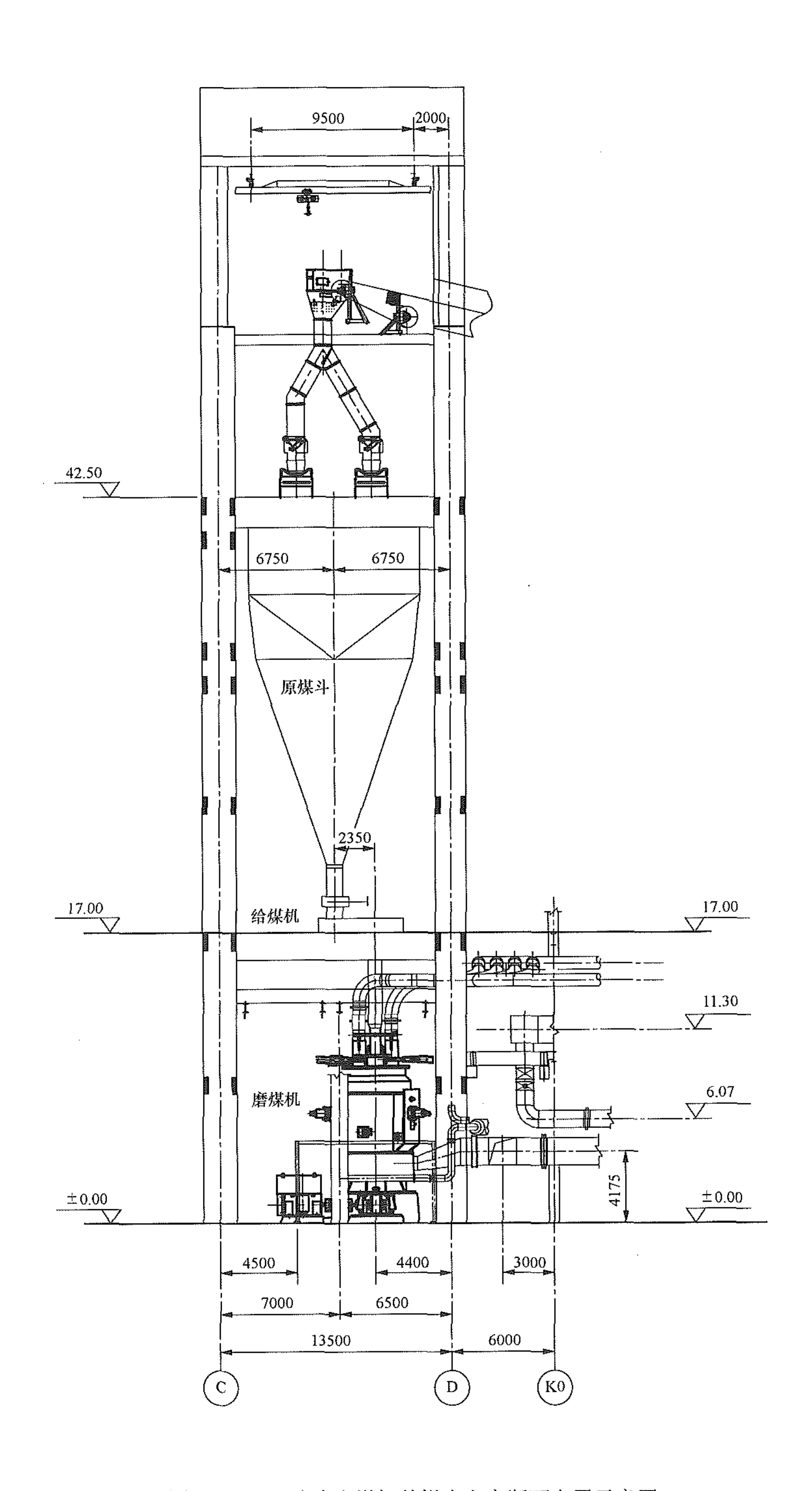


图 24-8　HP 碗式磨煤机前煤仓方案断面布置示意图

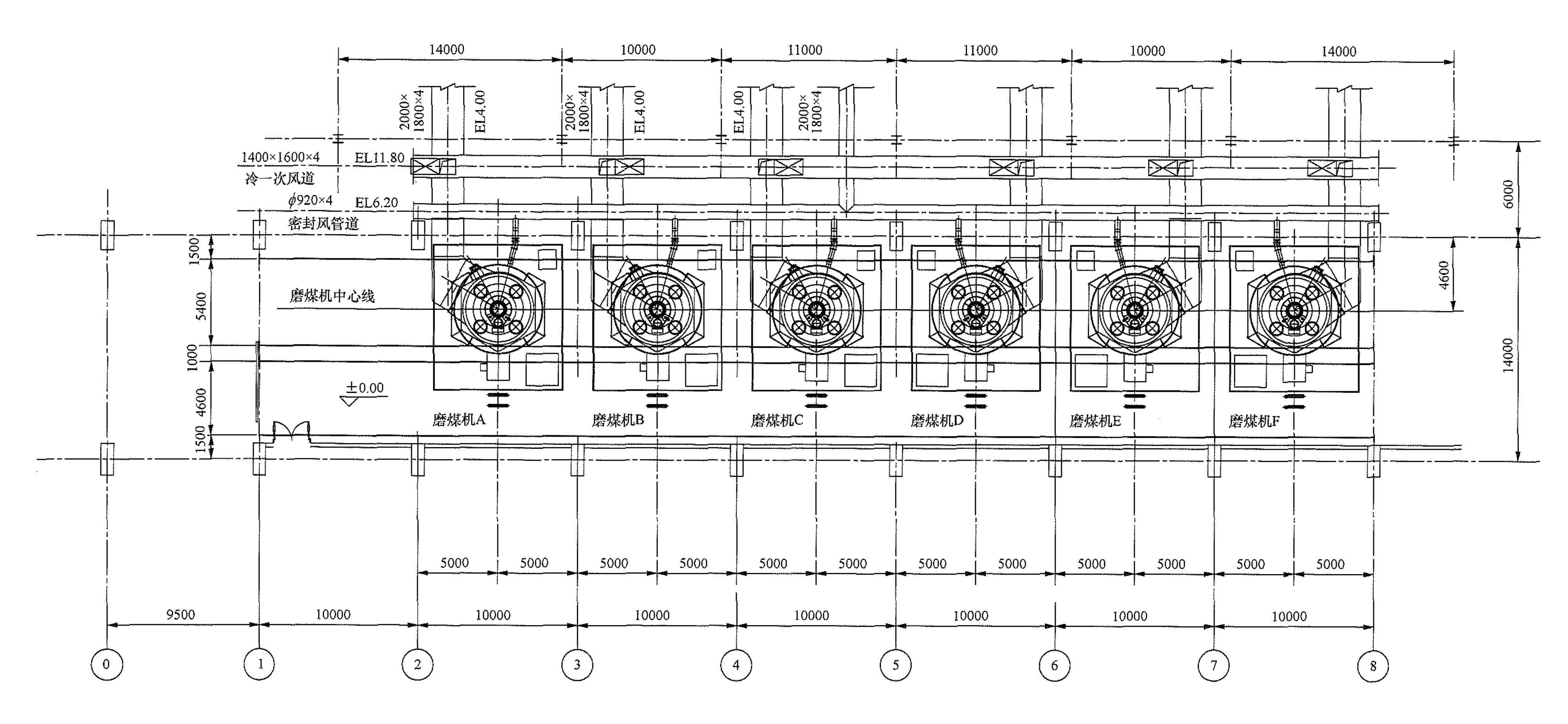


图 24-9　MPS 轮式磨煤机前煤仓方案平面布置示意图

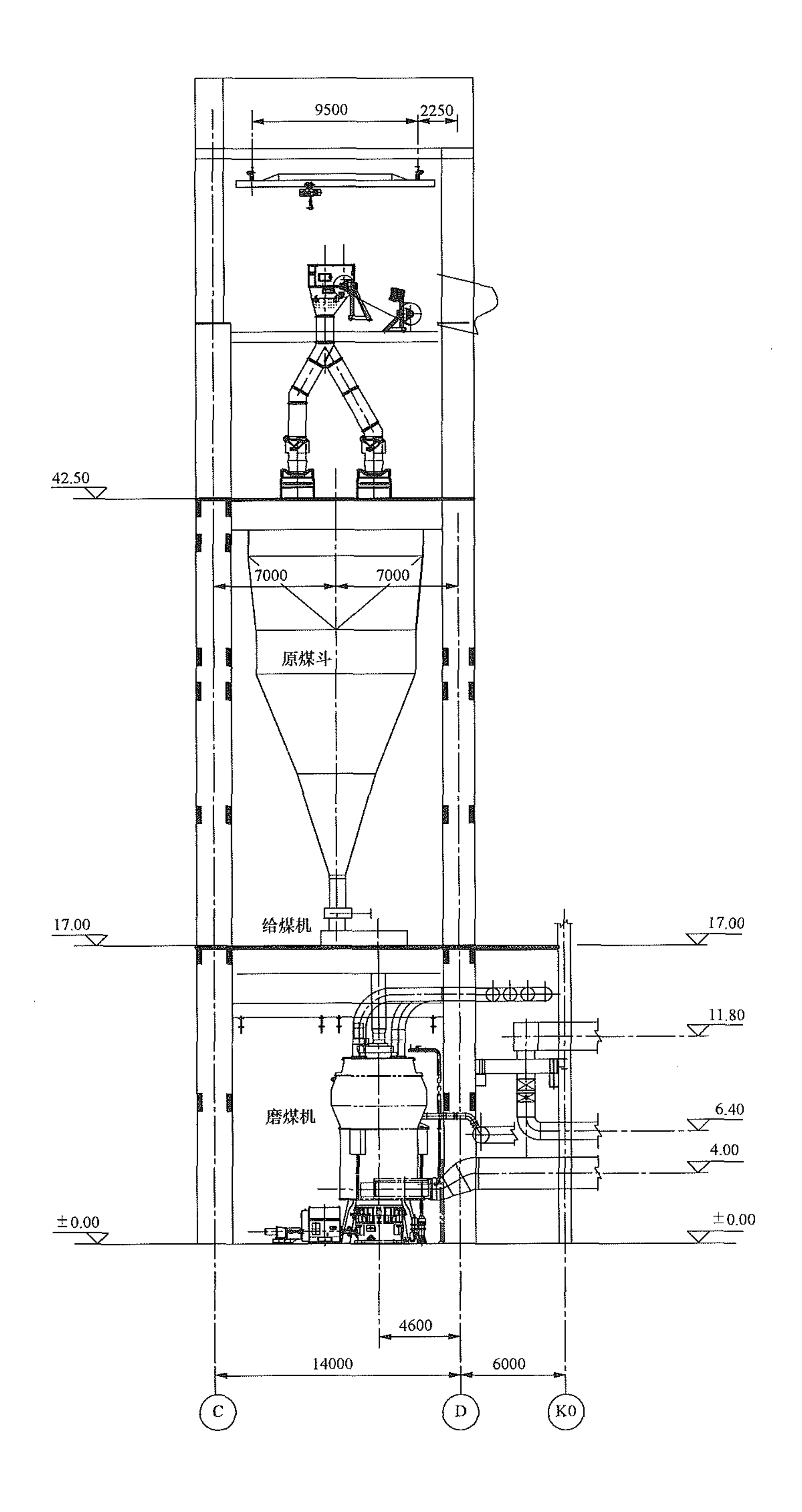


图 24-10　MPS 轮式磨煤机前煤仓方案断面布置示意图

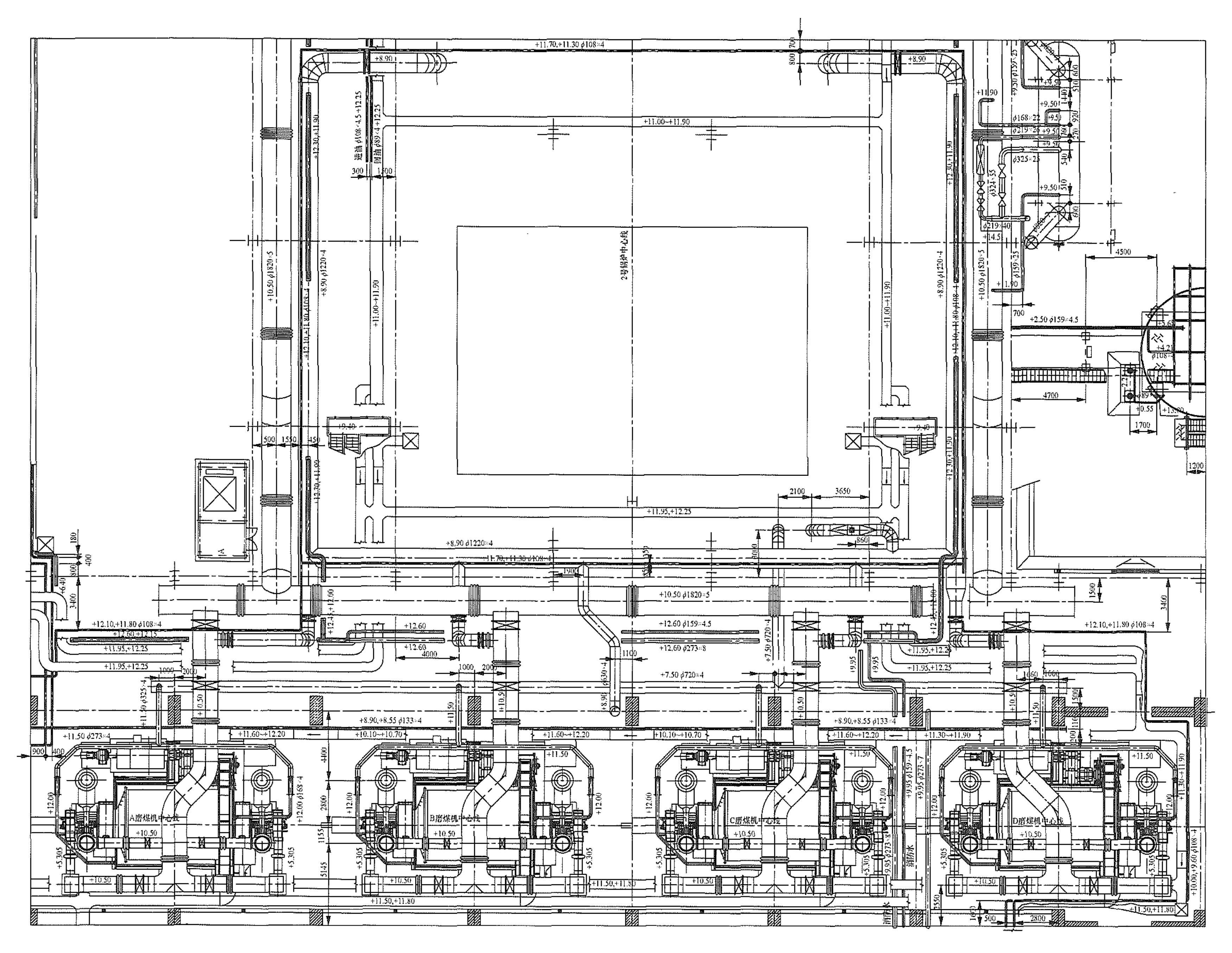


图 24-11 双进双出磨煤机前煤仓和锅炉房平面布置示意图（一）

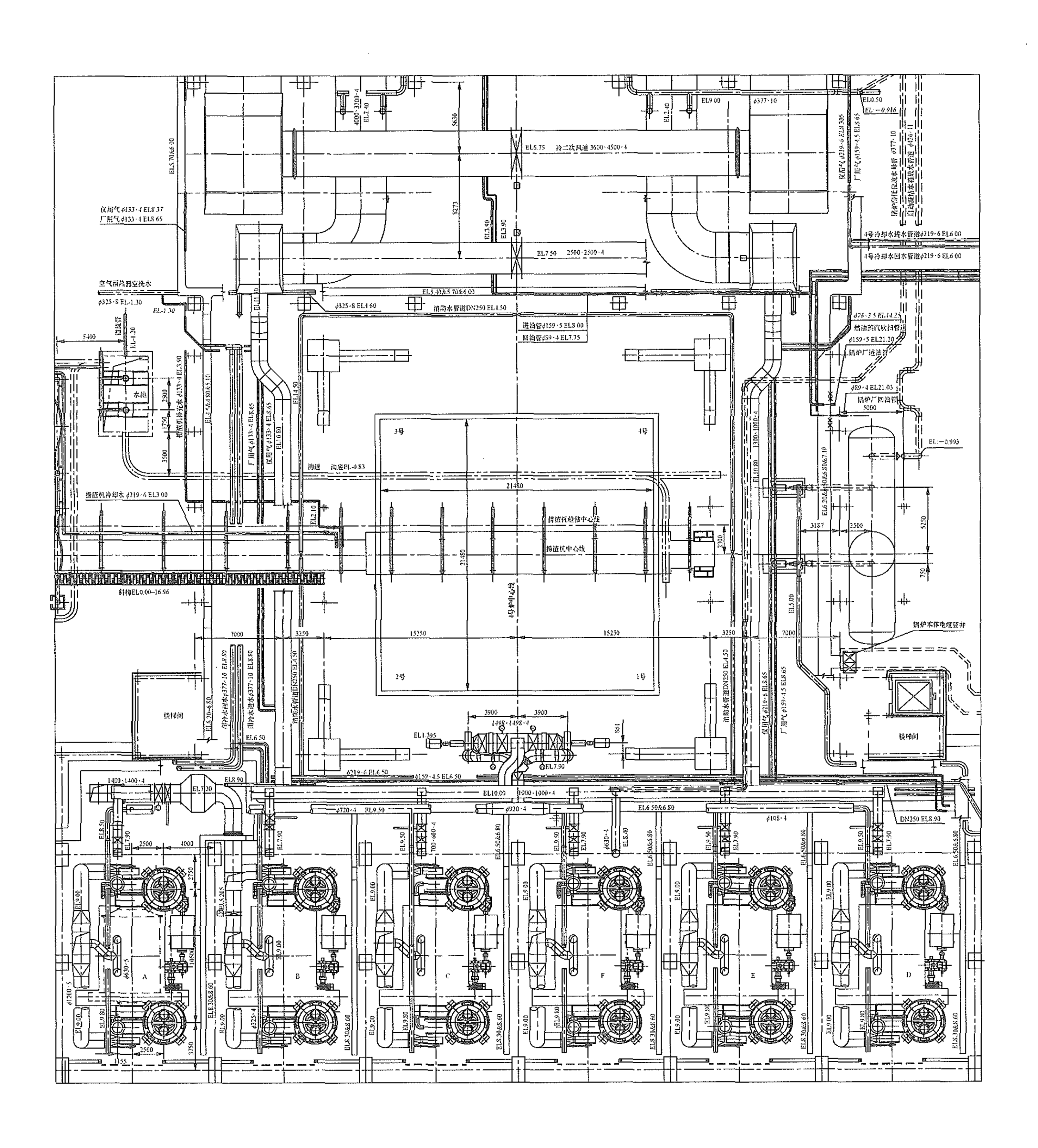


图 24-12　双进双出钢球磨煤机前煤仓和锅炉房平面布置示意图（二）

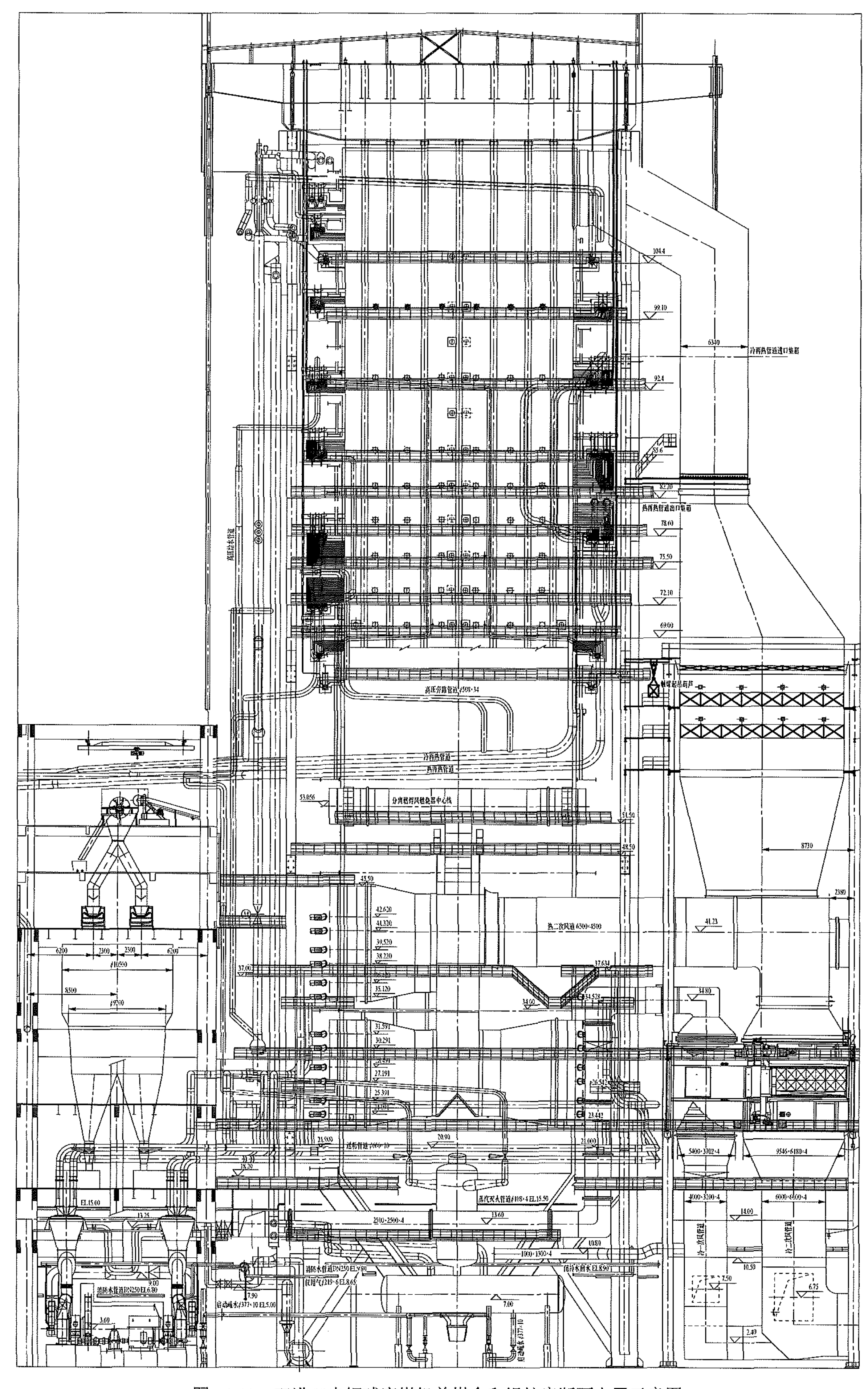


图 24-13　双进双出钢球磨煤机前煤仓和锅炉房断面布置示意图

2. 锅炉房

（1）在非严寒地区（累计最冷月平均气温高于-10℃），锅炉采用露天或半露天布置，严寒地区或风沙大的地区采用紧身罩封闭布置。炉前空间须满足设备及管道布置、安装、运行和检修的需要，在此基础上尽可能的紧凑。前煤仓布置的锅炉，一次风管道采用炉前布置。为了减少炉前距离在条件允许时可布置在锅炉房。炉前距离：300MW 宜为 5.5～6.5m；600～1000MW 宜为 6.0～7.0m，塔式锅炉除外。采用双进双出钢球磨煤机横向布置时，煤仓间的跨度和炉前通道应充分考虑磨煤机的布置，可适当减少煤仓间的体积加大炉前距离。

（2）一般锅炉房±0.00m 布置有出渣机、密封风机、疏水扩容器及启动疏水回收泵等。冷、热一二次风道对称布置。

（3）每台锅炉设置一台客货两用电梯，停靠锅炉各层主要工作面。电梯布置在集中控制楼的两边靠锅炉侧，以方便运行人员上下通行。

（4）锅炉脱硝装置 SCR，当采用 Π 形锅炉且空气预热器为拉出式布置时，该装置布置在空气预热器支架上方；当采用 Π 形锅炉且空气预热器布置在炉架内时，该装置布置在炉后进除尘器前烟道支架的上方。当采用塔式锅炉时锅炉脱硝装置 SCR 布置在空气预热器上方的锅炉第二烟道内。SCR 装置的布置详见本手册第二十章第二节。

3. 集控楼

集控楼宜 2～4 台机组设一座，一般 2 台机组设一座集控楼的布置方式，通常布置在 2 台炉之间，其后布置 2 台机组公用的机组排水槽。

（三）典型的前煤仓锅炉岛主厂房布置

根据国内已运行的300MW级及以上机组主厂房布置情况来看，主厂房布置煤仓间基本采用前煤仓布置。

典型的300MW级机组前煤仓锅炉岛主厂房平断面布置示意图如图24-14（见文后插页）、图24-15所示，典型的 300MW 级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸见表24-6。典型的 600MW 级机组前煤仓锅炉岛主厂房平断面布置示意图如图24-16、图24-17所示，典型的600MW级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸见表 24-7。典型的1000MW 级机组前煤仓锅炉岛主厂房平断面布置示意图如图24-18（见文后插页）、图24-19所示，典型的1000MW级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸见表24-8。

表 24-6　　典型的 300MW 级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸表

厂房结构类型		钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构
厂房排列形式		四列式	四列式	四列式
机组容量（MW）		330	300	300
主厂房柱距（m）		9	9	9
煤仓间	跨距（m）	12	11.7	11.7
	给煤机层标高（m）	12.6	12.6	12.6
	输煤皮带层标高（m）	35.3	35.3	35.3
	煤仓间屋面标高（m）	43.8	45.2	45.2
	煤仓间总长度（m）	145.5	145.5	145.5
锅炉房	炉前距离（m）	7	7	7
	锅炉本体深度（m）	39.60	36.40	38.17
	锅炉宽度（m）	35	30.8	33.2
	两台锅炉中心距（m）	82.50	82.50	82.50
	运转层标高（m）	12.6	12.6	12.6

表 24-7　　典型的 600MW 级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸表

厂房结构类型		钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	厂房结构类型		钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构
厂房排列形式		四列式	四列式	四列式	煤仓间	煤仓间屋面标高（m）	49.7	48	50.5
机组容量（MW）		600	660	600		煤仓间总长度（m）	171.5	166.5	171.5
主厂房柱距（m）		10	10/9	10	锅炉房	炉前距离（m）	7	6.5	1.5*
煤仓间	跨距（m）	12.5	12	12.5		锅炉本体深度（m）	48	70.6**	50.5
	给煤机层标高（m）	17	17	17		锅炉宽度（m）	43	43	44
	输煤皮带层标高（m）	42	40.5	42		两台锅炉中心距（m）	91.50	88.50	91.50
						运转层标高（m）	17	17	17

* K_0 至 K_1 的距离为 6000mm。

** 空气预热器采用拉出式布置。

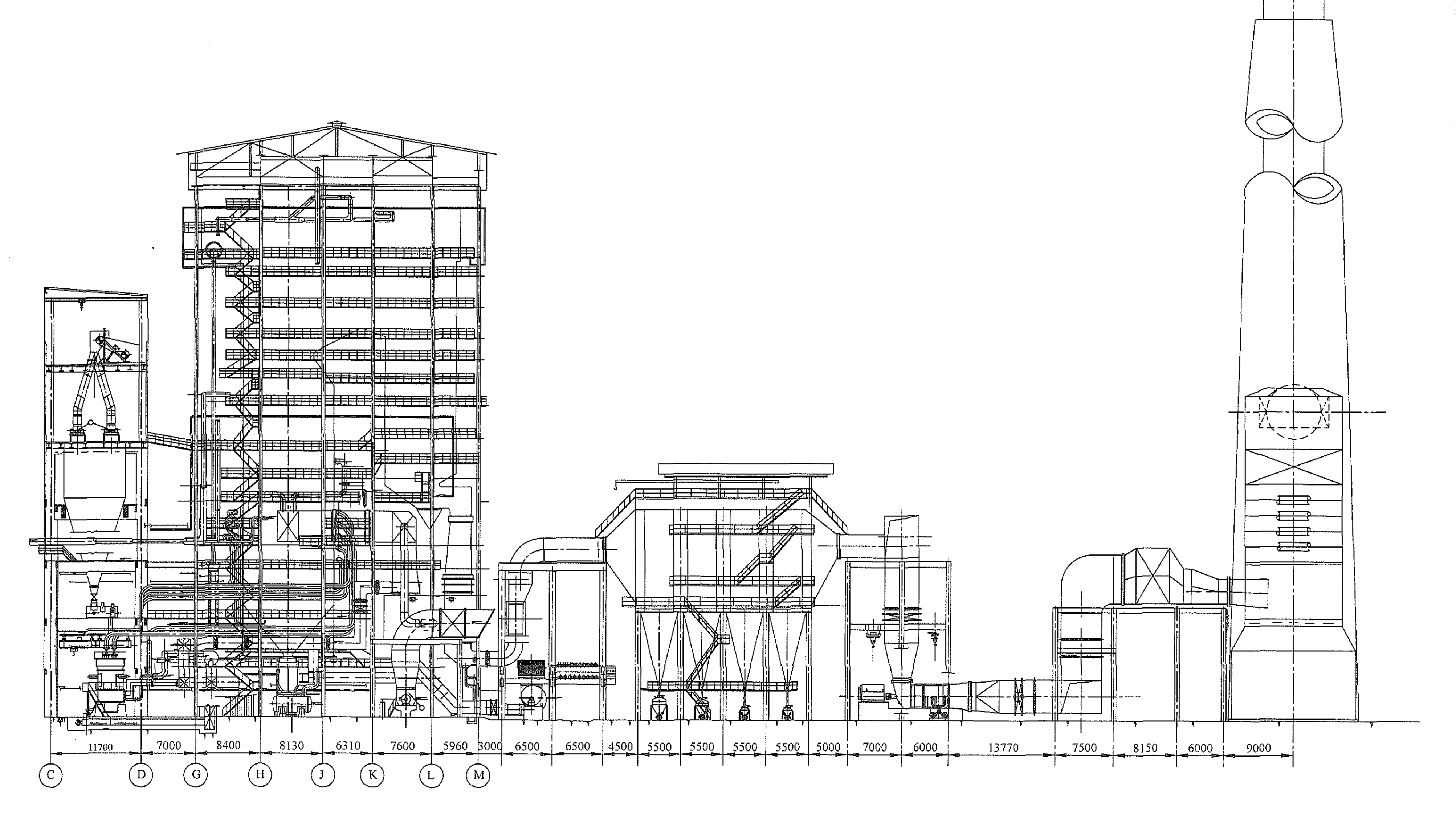


图 24-15 典型的 300MW 机组前煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图

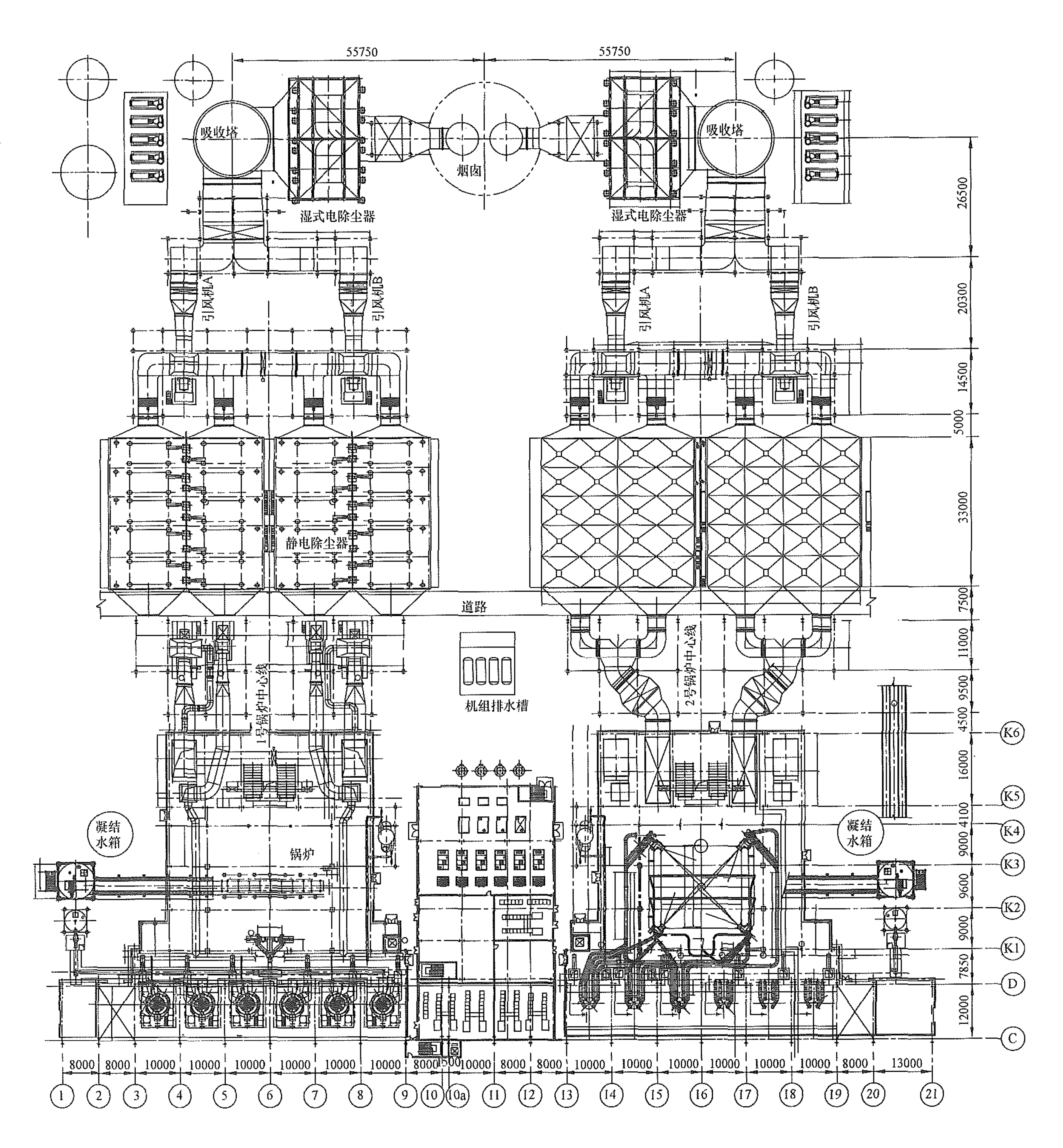


图 24-16　典型的 600MW 机组前煤仓锅炉岛主厂房平面布置示意图

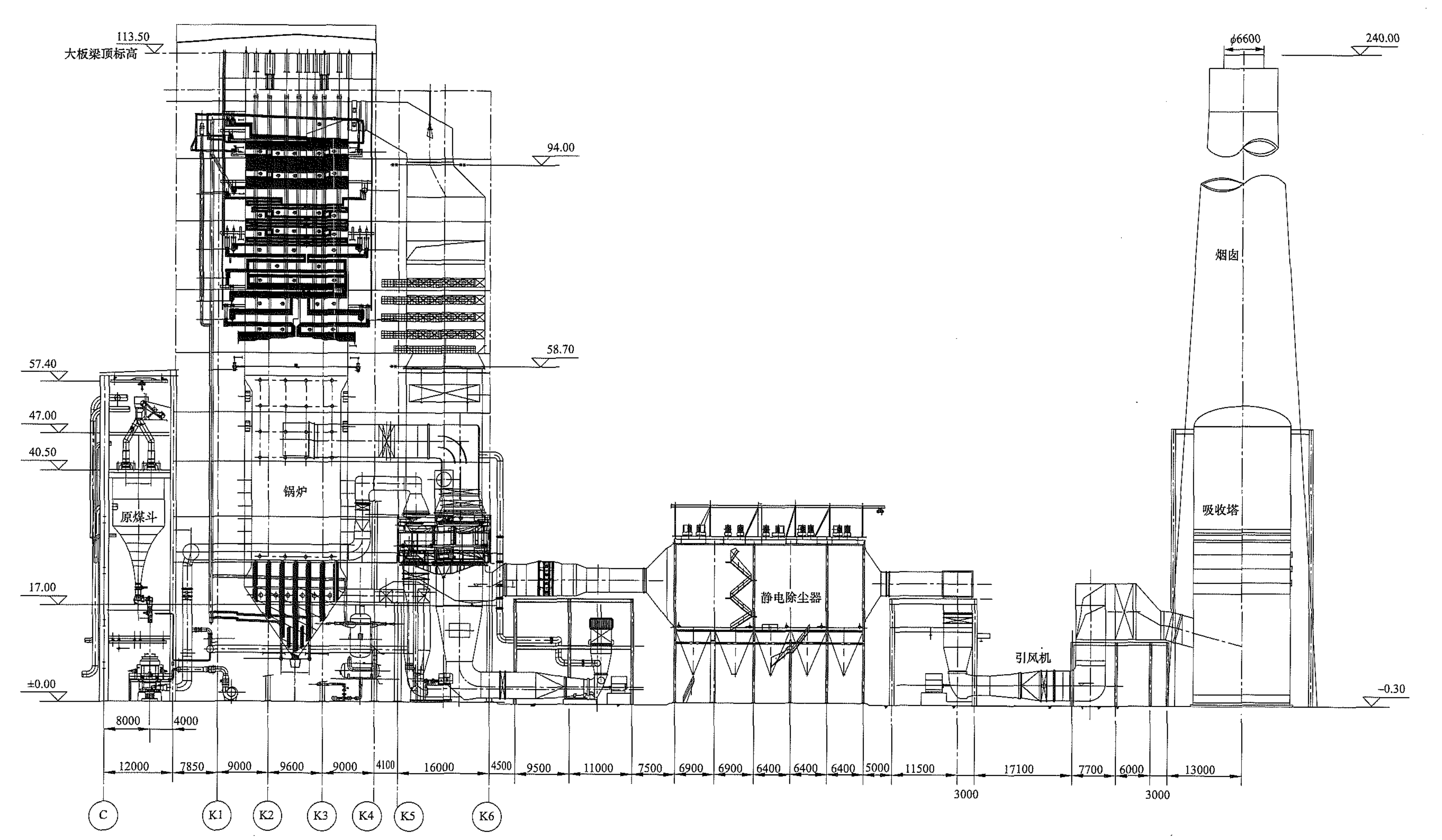


图 24-17　典型的 600MW 机组前煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图

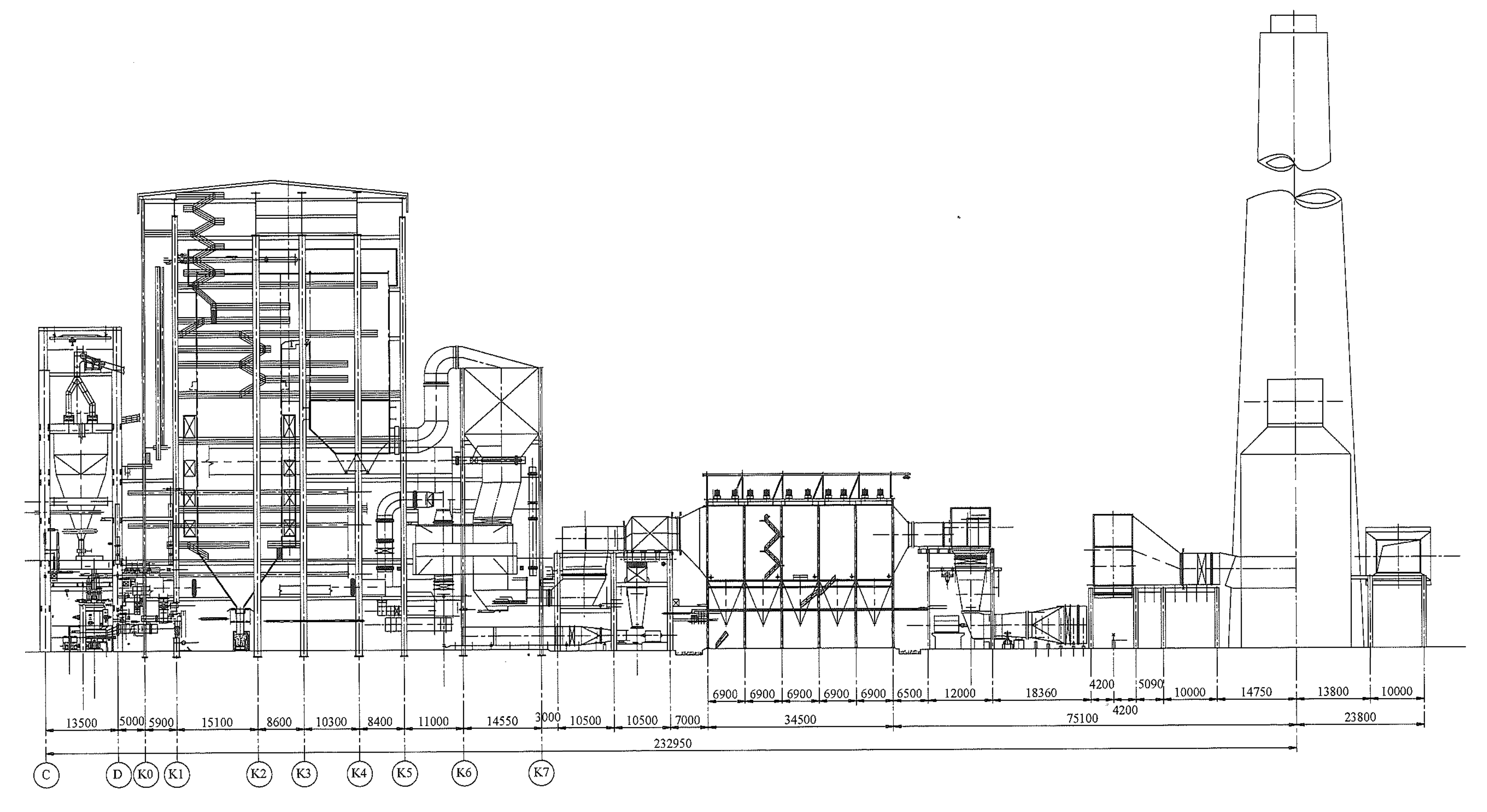


图 24-19 典型的 1000MW 机组前煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图

表 24-8 典型的1000MW级机组前煤仓布置的锅炉岛主厂房尺寸表

厂房结构类型		钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构
厂房排列形式		四列式	四列式	四列式
机组容量（MW）		1000	1000	1000
主厂房柱距（m）		10	12/11.5/10	10
煤仓间	跨距（m）	13.5	14	13.5
	给煤机层标高（m）	17	17	17
	输煤皮带层标高（m）	45	42.5	42.5
	煤仓间屋面标高（m）	52.30	52	52
	煤仓间总长度（m）	202.4	194.5	189
锅炉房	炉前距离（m）	8.275	7	5
	锅炉本体深度（m）	61.335	71.2*	73.85*
	锅炉宽度（m）	51	67	70
	两台锅炉中心距（m）	112.40	112	110
	运转层标高（m）	17	17	17

* Π形锅炉；空气预热器采用拉出式布置。

二、侧煤仓布置

根据煤仓间相对于锅炉的布置位置侧煤仓布置可分为单侧布置和两侧布置。

对于侧煤仓布置方案，结合锅炉本体尺寸，磨煤机的结构尺寸及检修条件，综合技术经济考虑，一般不推荐采用两侧布置煤仓间的方案（采用风扇磨煤机的除外）。根据主厂房总体布局，单侧布置的 2 台锅炉的煤仓间均布置在 2 台锅炉之间，2 台锅炉的磨煤机可采用对称镜像布置，磨煤机分别靠近锅炉侧布置，2 台锅炉的磨煤机共用检修通道，并共用 1 套过轨起重机。

（一）锅炉岛主要辅机设备配置及布置要求

侧煤仓布置的锅炉岛主要辅机设备的配置与前煤仓布置的锅炉岛基本相同，请参见上文相关内容。与前煤仓布置的锅炉岛主要辅机设备在布置上的主要不同之处如下：

（1）主厂房采用三列式布置方案，布置顺序依次为汽机房—除氧间—锅炉房，煤仓间布置在 2 台锅炉之间。

（2）输煤栈桥一般从固定端区域或扩建端在除尘器后上煤至煤仓间皮带层，或从 2 台锅炉之间通过穿烟囱的方式上煤至煤仓间皮带层。

（二）主要布置原则

1. 煤仓间

（1）采用炉侧煤仓，三列式布置。

（2）根据磨煤机数量及锅炉形式的不同又可分为单侧布置和两侧布置。一般均采用单侧布置方式，布置在 2 台机组的中间。两侧布置方式增加了上煤系统的复杂性，一般只有采用风扇磨煤机、锅炉切圆燃烧、磨煤机数量较多时才采用。

（3）主厂房柱距一般宜采用等距，为了减少主厂房的面积和体积、降低造价也可采用不等柱距设置。

（4）根据设备的布置，煤仓间内设有零米层、给煤机层和皮带层。给煤机层标高主要是由磨煤机本体高度、煤粉管道布置、检修用行车吊钩极限位置、给煤机出口煤闸口高度等因素所确定。根据煤斗储煤量和给煤机本体高度、落煤管长度，确定皮带层高度。

（5）主厂房固定端及扩建端楼梯均有通向煤仓间运转层和皮带层的通道，同时设有锅炉本体通向煤仓间各层的通道，以满足煤仓间内设备巡视和检修件运输的要求。

2. 锅炉房

（1）侧煤仓布置的锅炉，炉前距离：300、600MW 机组宜为 5.5m；1000MW 机组宜为 7.0m。

（2）锅炉房±0.00m 布置有出渣机、密封风机、疏水扩容器及启动疏水回收泵等。冷热一、二次风道对称布置。

3. 集控楼

通常不设集控楼，将集控室、工程师室、控制盘柜等设备分散布置在主厂房内。

（三）典型的侧煤仓布置

HP 碗式磨煤机和 MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面及断面布置示意图如图 24-20～图 24-23 所示。双进双出磨煤机侧煤仓锅炉房断面布置示意图如图 24-24 所示。

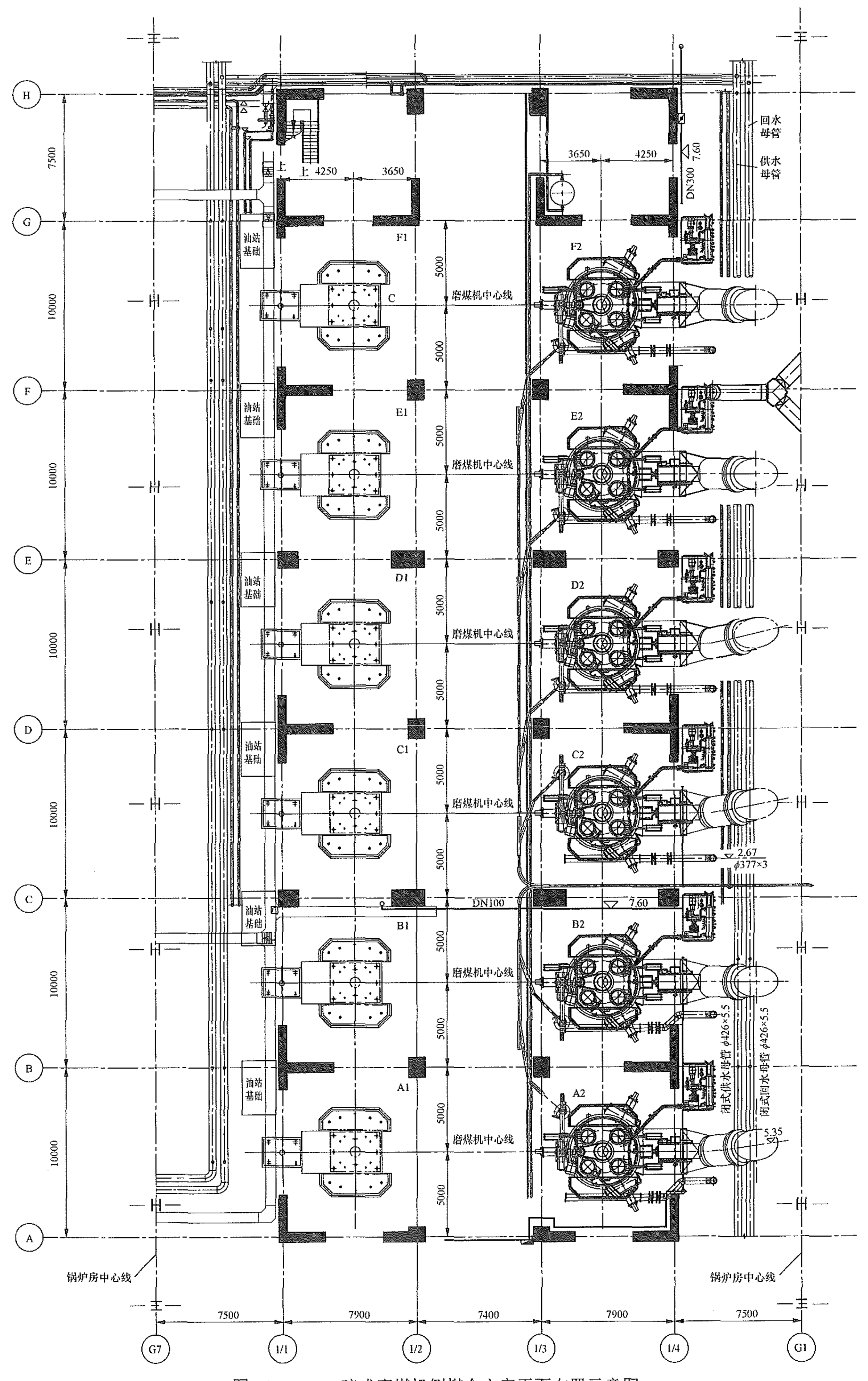


图 24-20　HP 碗式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图

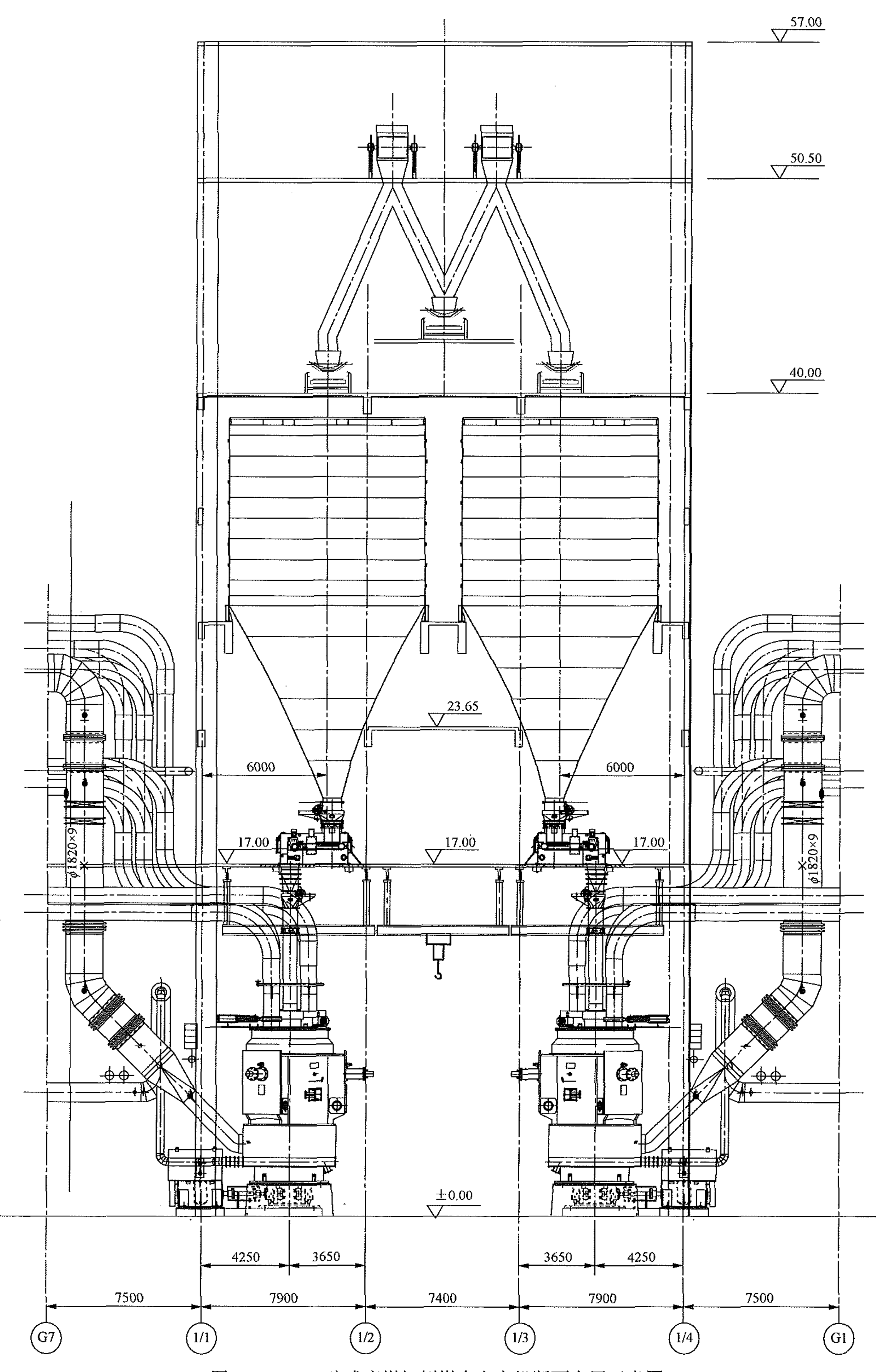
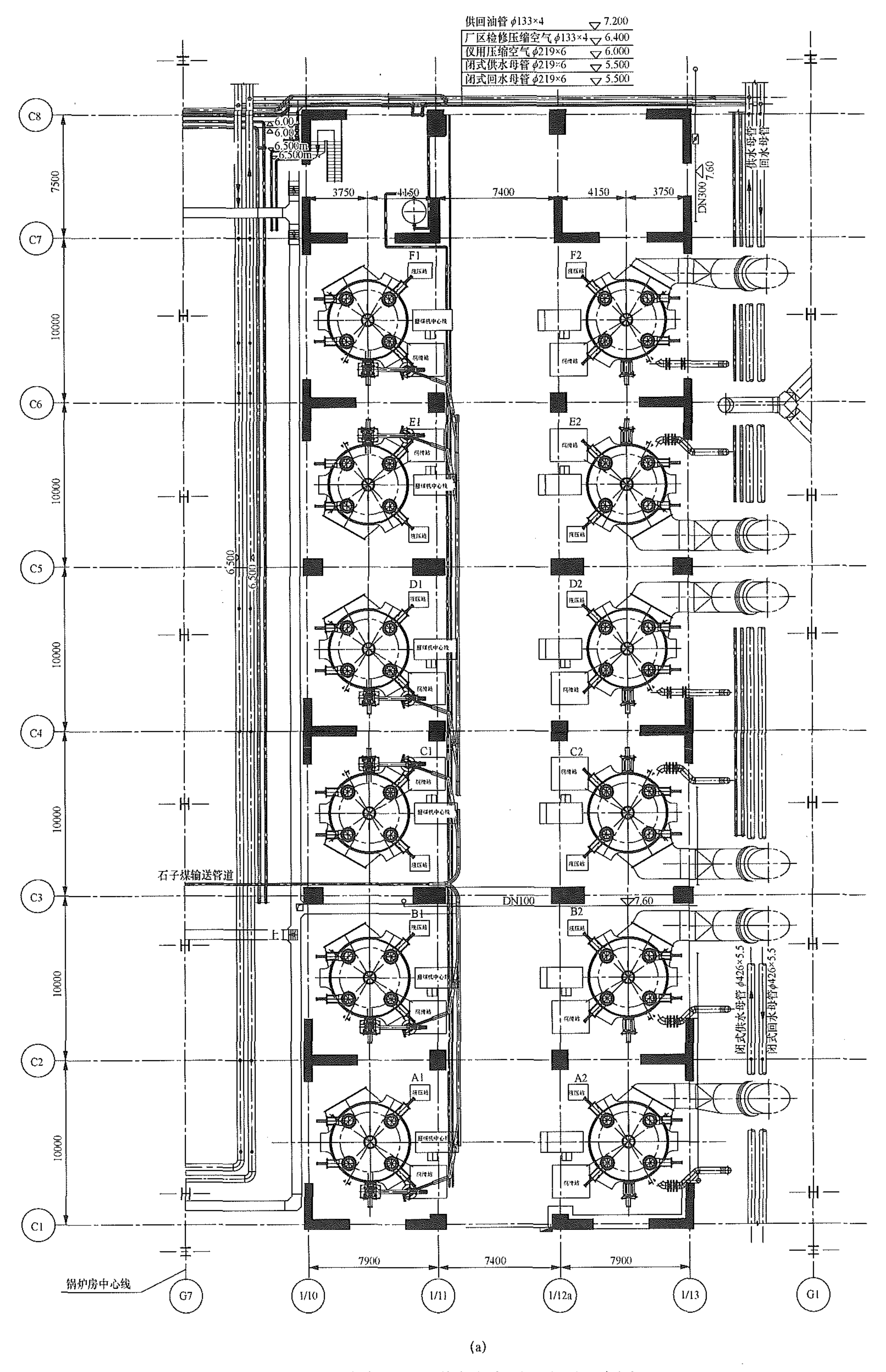
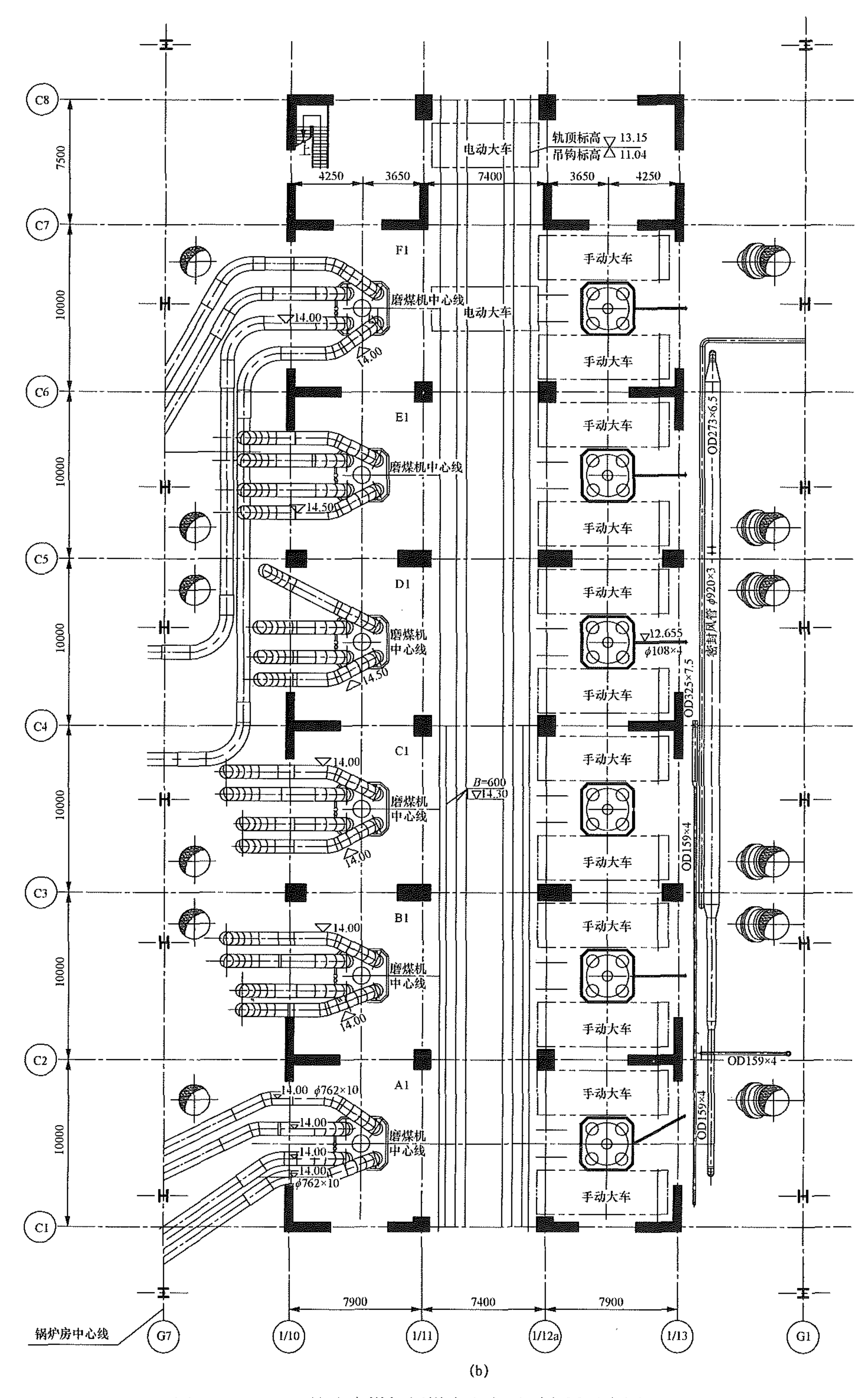


图 24-21　HP 碗式磨煤机侧煤仓方案纵断面布置示意图



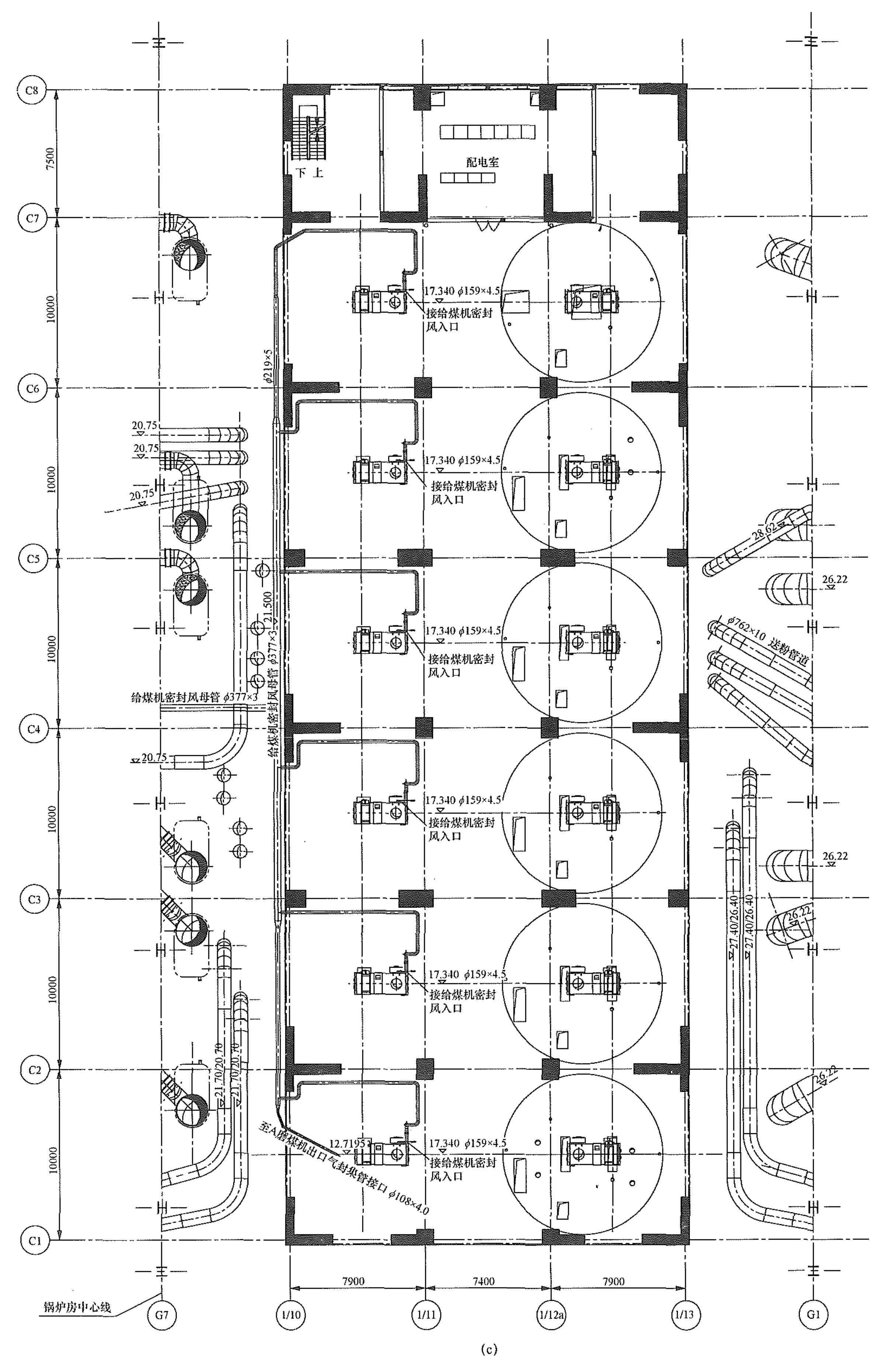
(a)

图 24-22　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图（一）



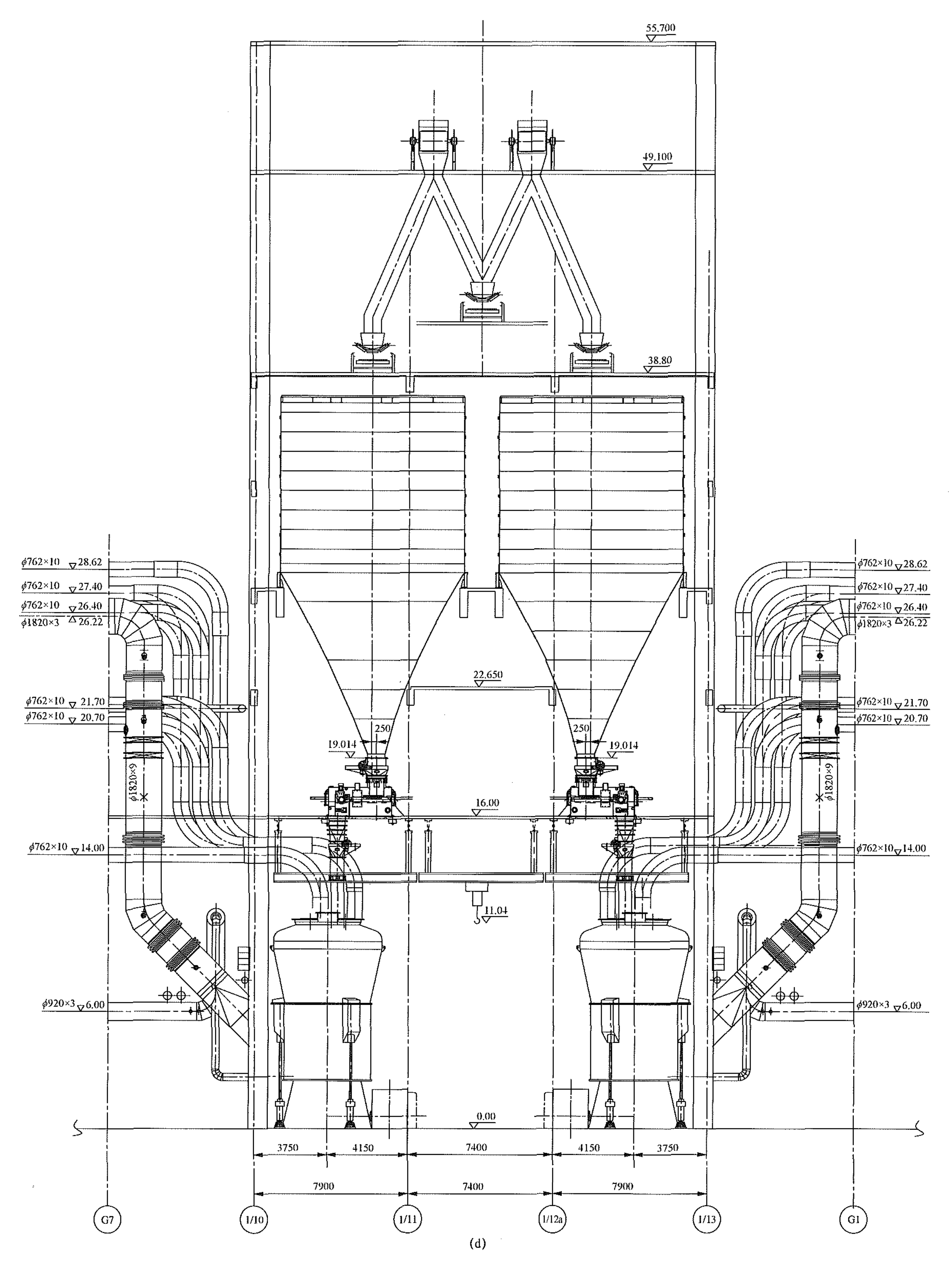
(b)

图 24-22　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图（二）



(c)

图 24-22　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图（三）



(d)

图 24-22　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图（四）

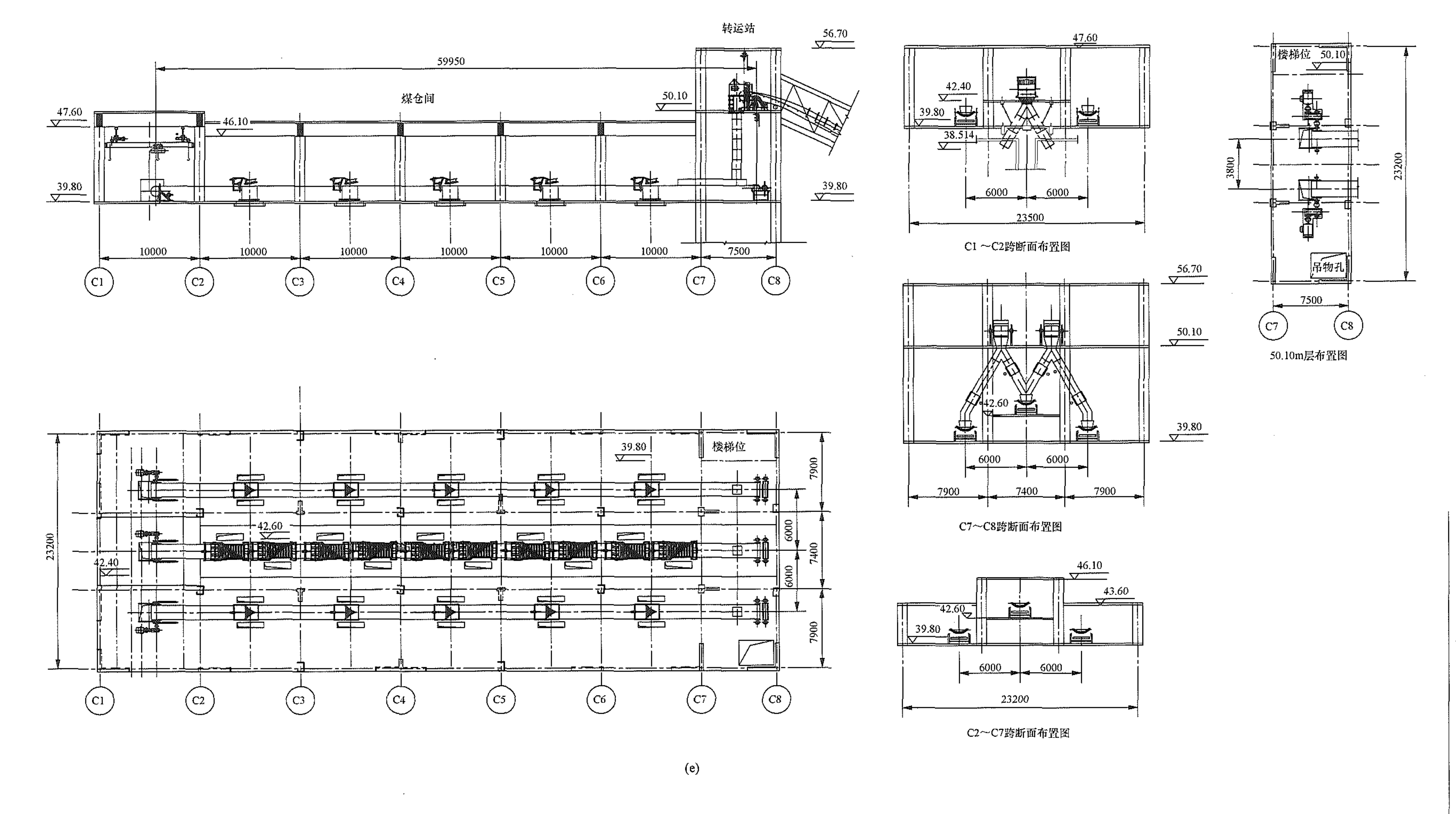


图 24-22　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案平面布置示意图（五）

（a）2×1000MW 超超临界机组（直流，哈汽机型）煤仓间零米层平面布置图；（b）2×1000MW 超超临界机组（直流，哈汽机型）煤仓间运转层以下平面布置图；（c）2×1000MW 超超临界机组（直流，哈汽机型）煤仓间运转层平面布置图；（d）2×1000MW 超超临界机组（直流，哈汽机型）煤仓间纵断面布置图；（e）2×1000MW 超超临界机组（直流，哈汽机型）煤仓间皮带机层平面布置图

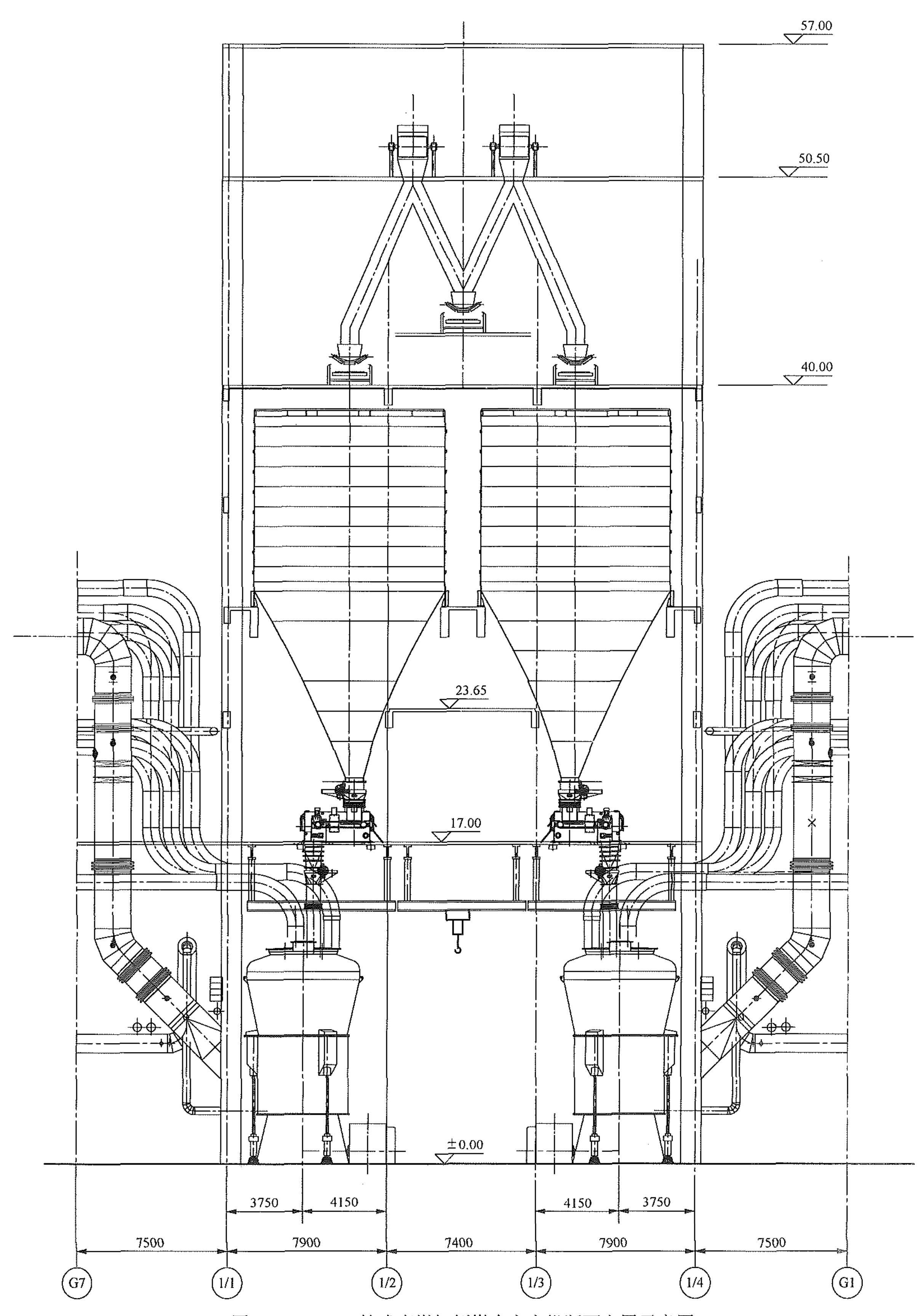


图 24-23　MPS 轮式磨煤机侧煤仓方案纵断面布置示意图

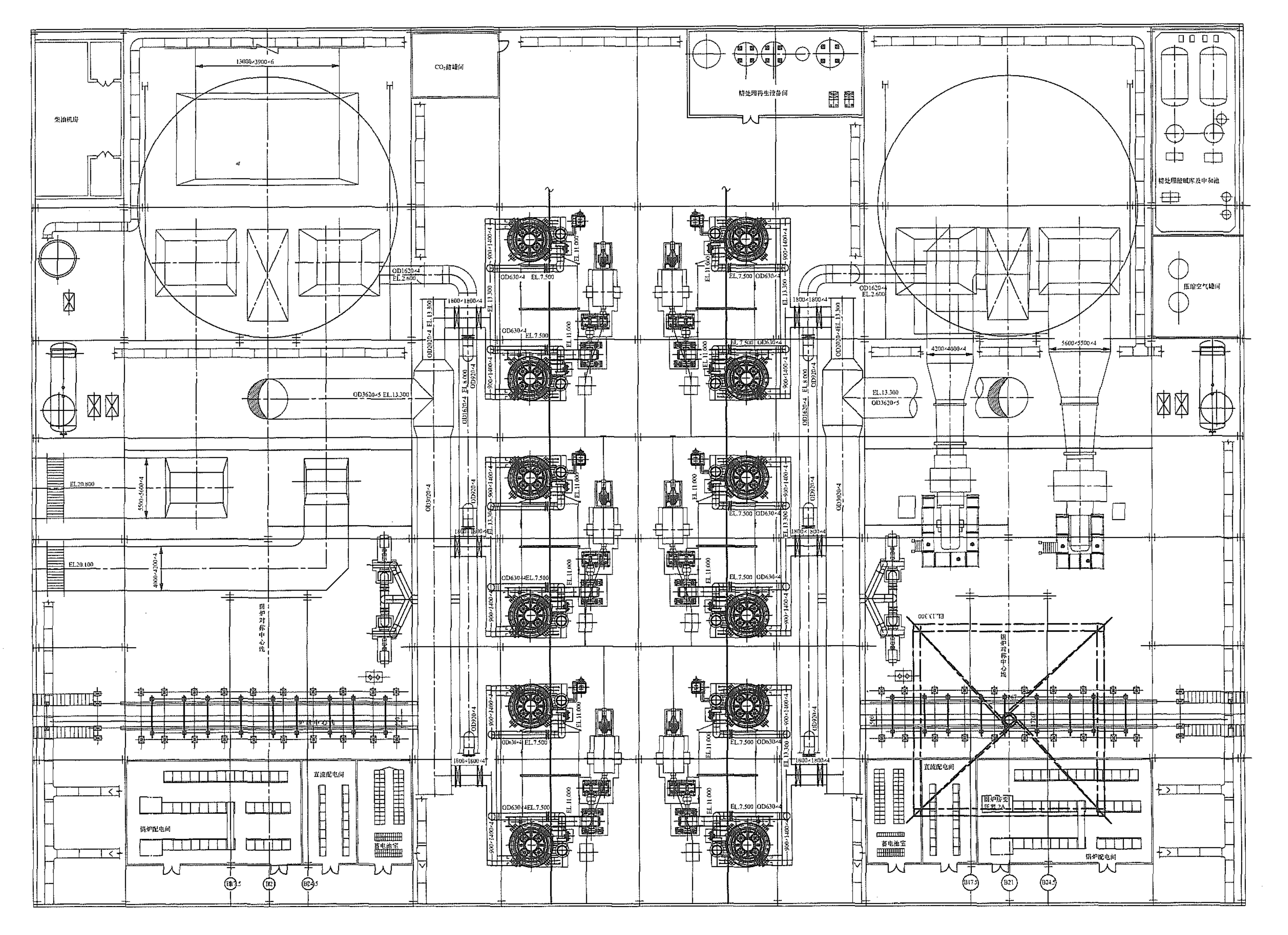


图 24-24　双进双出磨煤机侧煤仓锅炉房断面布置示意图

（四）典型的侧煤仓锅炉房布置

典型的300MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房平面布置示意图如图24-25所示，典型的300MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图如图24-26所示。典型的600MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房平面布置示意图如图24-27所示，典型的600MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房断面示意图如图24-28所示（见文后插页）。

典型的1000MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房布置示意图如图24-29所示（见文后插页），典型的1000MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图如图24-30所示。

典型的300MW级～1000MW级机组侧煤仓布置的锅炉房主厂房尺寸见表24-9。

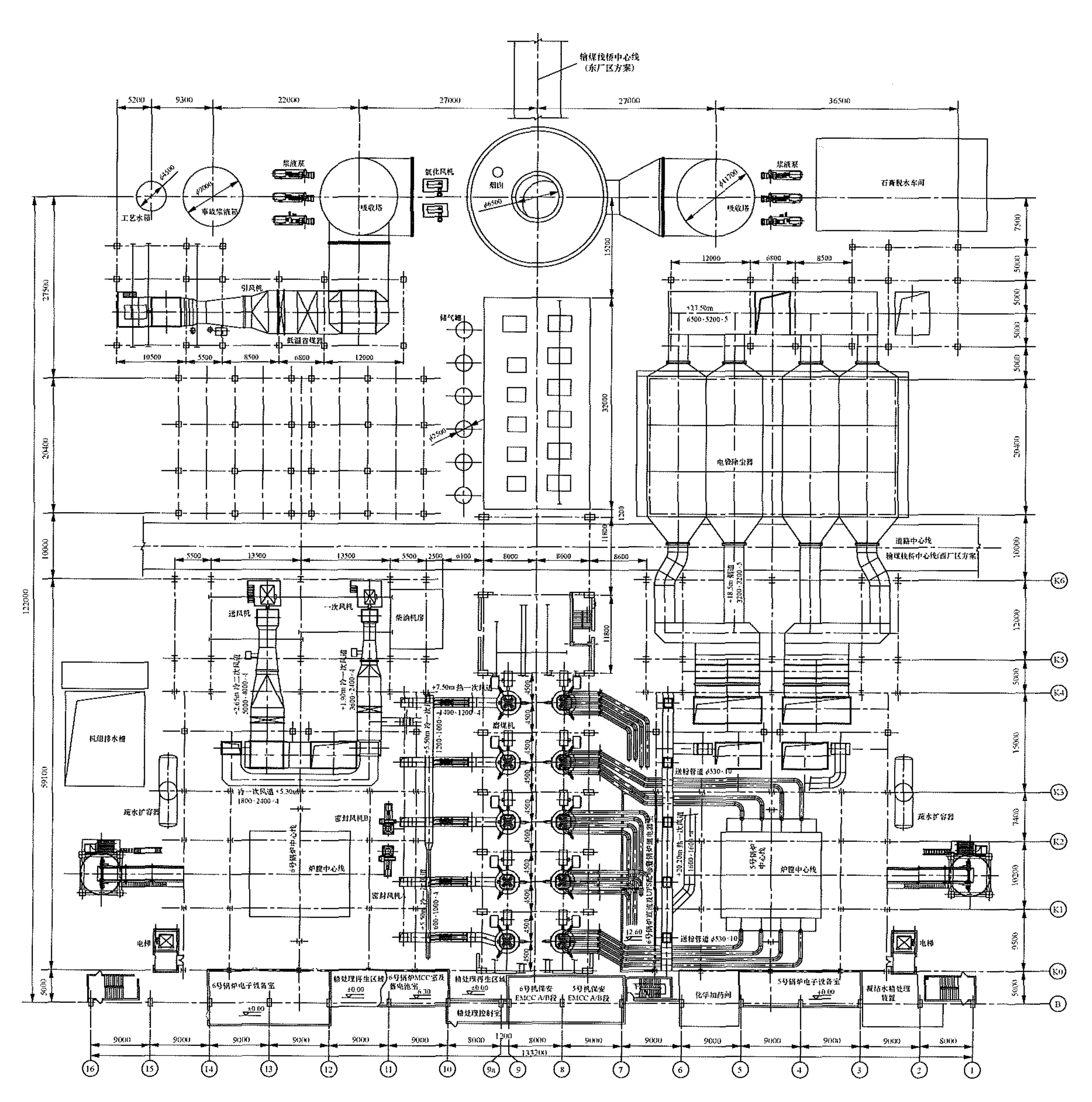


图24-25　典型的300MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房平面布置示意图

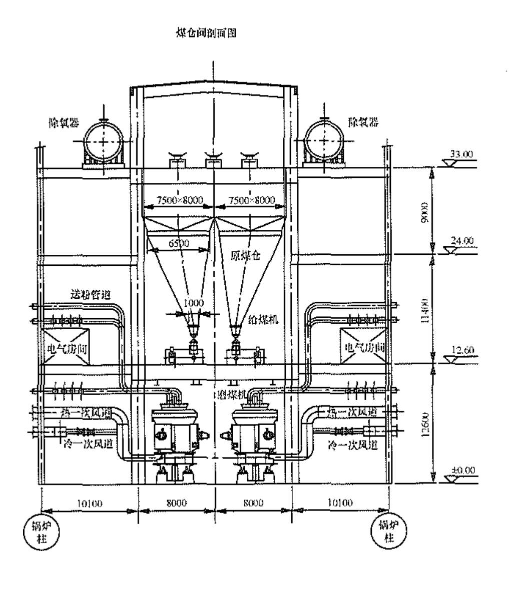


图 24-26 典型的300MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图

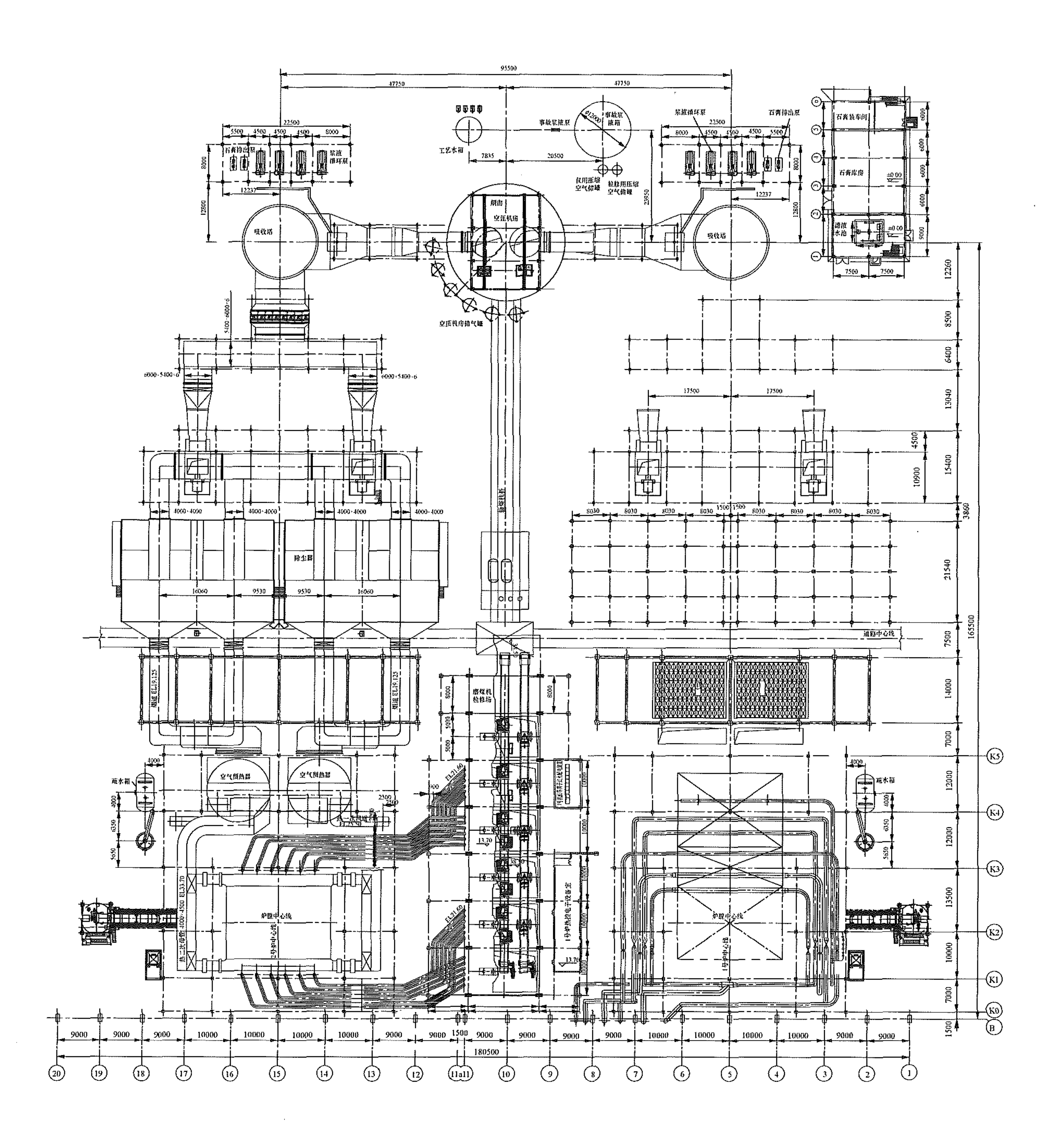


图 24-27　典型的600MW级机组侧煤仓锅炉岛主厂房平面布置示意图

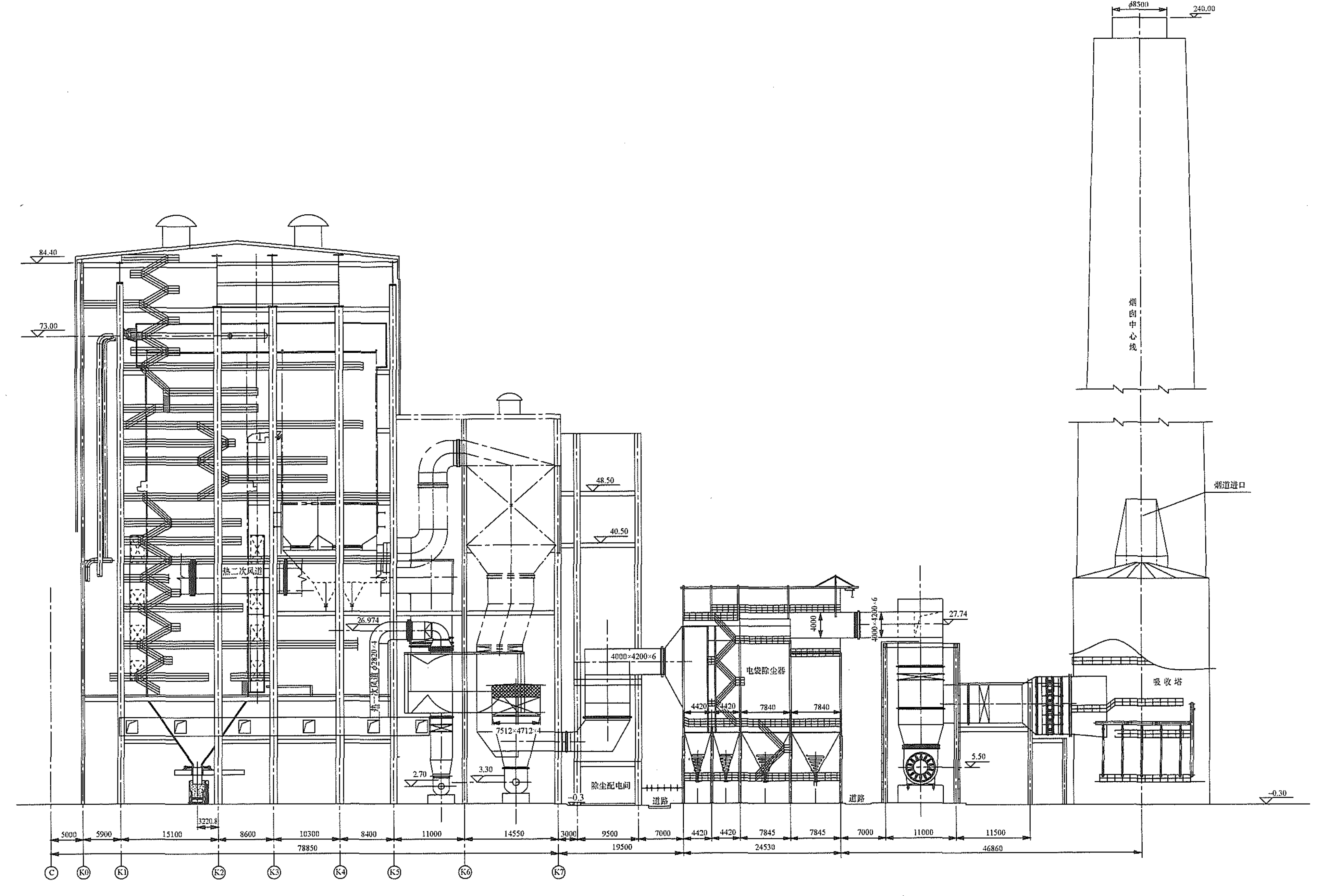


图 24-30　典型的 1000MW 级机组侧煤仓锅炉岛主厂房断面布置示意图

表 24-9 国内几个电厂布置的侧煤仓锅炉房主厂房尺寸表

机组容量		300MW	600MW	1000MW
厂房结构类型		钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构	钢筋混凝土结构
厂房排列形式		四列式	四列式	四列式
主厂房柱距（m）		9	10/9	12/10
煤仓间	跨距（m）	8×2	32	22
	煤仓间柱距（m）	8	10	11/10
	给煤机层标高（m）	12.6	17	20.5
	输煤皮带层标高（m）	33	41.8	45.05
	煤仓间屋面标高（m）	42.1	51.4	55.8
	煤仓间总长度（m）	56.8	68	71
锅炉房	炉前距离（m）	8.6	7.25	6.2
	锅炉本体深度（m）	39.6	54.5	79.4
	锅炉宽度（m）	38	49	71.6
	两台锅炉中心距（m）	71.2	95.5	106
	运转层标高（m）	12.60	17	20.5

注 Π 形锅炉，空气预热器采用拉出式布置。

三、W 形火焰锅炉布置注意事项

W 形火焰锅炉通常配双进双出钢球磨煤机直吹式制粉系统，每台磨煤机出来的送粉管道有去前墙燃烧器，也有去后墙燃烧器的，采用侧煤仓方案每台磨煤机有部分送粉管道布置较长，阻力不好调节，容易造成燃烧器负荷分配不均，炉膛结焦。因此，W 形火焰锅炉宜采用前煤仓布置方案，煤仓间及锅炉房相关布置要求与采用前煤仓的常规煤粉炉基本一致。

采用双进双出磨煤机 W 形火焰锅炉燃烧器的数量与磨煤机的数量必须成 4、6、8 的倍数。对于 300MW 级 W 形火焰锅炉，通常配置 3 台或者 4 台双进双出钢球磨煤机，燃烧器的数量一般采用 18 只或 16 只，磨煤机可采用横向或纵向布置。600MW 级 W 形火炉锅炉通常配置 6 台双进双出钢球磨煤机，燃烧器采用 24 只，磨煤机采用横向布置。

W 形火焰锅炉燃烧制粉系统的设计应充分考虑均匀性。同一台磨煤机对应燃烧器不宜都接到锅炉前拱或后拱，磨煤机所配的燃烧器沿炉膛宽度宜交叉分布。送粉管道的布置可通过炉前大交叉实现与燃烧器的布置匹配，减小各送粉管道的均匀性差异。W 形火焰炉磨煤机与燃烧器典型匹配关系图如图 24-31 和图 24-32 所示。

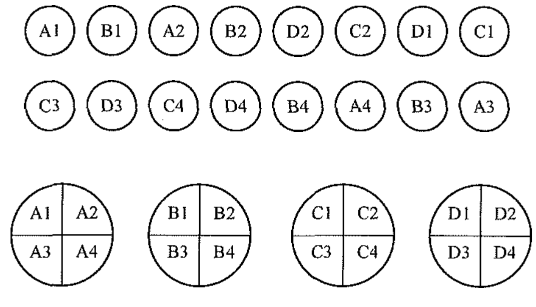


图 24-31 300MW 级 W 形火焰炉磨煤机与燃烧器典型匹配关系图

炉后

C1	B1	A1	C2	B2	A2	F1	E1	D1	F2	E2	D2

炉膛

D3	E3	F3	D4	E4	F4	A3	B3	C3	A4	B4	C4

炉前

A1	A2	B1	B2	C1	C2	D2	D1	E1	E2	F1	F2
磨 A		磨 B		磨 C		磨 D		磨 E		磨 F	
A3	A4	B3	B4	C3	C4	D3	D4	E3	E4	F3	F4

图 24-32 600MW 级 W 形火焰炉磨煤机与燃烧器典型匹配关系图

四、风扇磨煤机锅炉岛主厂房布置方案

风扇磨煤机锅炉房采用模块化的设计方式，锅炉岛主厂房包括六大子模块：锅炉本体模块、煤仓间模块、送风机模块、除尘器模块、吸风机模块、脱硝装置模块。煤仓间模块的布置方案直接影响整个主厂房的布置格局，因此在工程设计阶段要对煤仓间的布置进行充分优化，合理布局。

针对风扇磨煤机煤仓间布置方案有前煤仓间和侧煤仓间等布置方案。

（一）前煤仓间布置方案

针对风扇磨煤机直吹式制粉系统总阻力受提升压头限制的特点，风扇磨煤机易沿锅炉周围布置。煤仓间布置于锅炉房和汽机房之间，炉前位置，采用炉侧的固定端上煤方式。

1. 300MW 级机组风扇磨前煤仓布置方案

300MW 级机组通常配置 6 台风扇磨煤机，5 台运行 1 台备用，围绕锅炉四周布置，炉前和炉后各布置 2 台磨煤机，锅炉两侧分别布置 1 台磨煤机。锅炉零米四周应设置风扇磨煤机检修通道，满足磨煤机检修车的通行需求。锅炉排渣装置的布置应避开风扇磨煤机。原煤斗与给煤机布置在前煤仓间，给煤机采用埋刮板给煤机，炉后 2 台磨煤机的给煤通过二级给煤机供给原煤。

运转层标高的确定原则是：风扇磨煤机本体高度+运转层钢梁高度，同时考虑防爆门的布置空间，防爆门动作应对运转层上方不产生影响。

给煤机层标高的确定原则是：给煤管与风扇磨煤机干燥管的连接口，距离磨煤机进口端部的垂直距离应满足干燥要求。根据经验数据，给煤机层标高与风扇磨煤机进口端面的高度宜大于或等于 20m。

输煤皮带标高的确定原则是：给煤机层高度+给煤机高度（含入口闸门）+煤斗高度+皮带层地面梁最小尺寸。综合考虑煤斗的体积和给煤机入口煤闸门检修的空间。

300MW 级机组风扇磨煤机前煤仓锅炉岛主厂房平面及断面布置示意图如图 24-33～图 24-35 所示。

2. 600MW 级机组风扇磨前煤仓布置方案

600MW 级机组通常配置 8 台风扇磨煤机，6 台运行 2 台备用，围绕锅炉四周布置，炉前、炉后、炉左、炉右分别布置 2 台磨煤机。原煤斗和给煤机布置在前煤仓内，由于炉后 4 台磨煤机的给煤均需要采用二级给煤机给煤，给煤机较长且布置困难。因此，600MW 级机组不建议采用前煤仓布置方案。

（二）侧煤仓间布置方案

由于风扇磨煤机沿锅炉周围布置，易采用双侧煤仓间布置方式。煤仓间布置在锅炉房的两侧。采用炉侧的固定端上煤，输煤皮带在炉后分成两路引至锅炉两侧的上煤方式。

1. 600MW 级机组风扇磨侧煤仓布置方案

600MW 级机组通常配置 8 台风扇磨煤机，6 台运行 2 台备用，围绕锅炉四周布置，炉前、炉后、炉左、炉右分别布置 2 台磨煤机。锅炉零米四周应设置风扇磨煤机检修通道，满足磨煤机检修车的通行需求。锅炉排渣装置的布置应避开风扇磨煤机。原煤斗与给煤机分别布置在两侧的煤仓间，给煤机采用埋刮板给煤机。

运转层标高的确定原则是：风扇磨煤机本体高度+运转层钢梁高度，同时考虑防爆门的布置空间，防爆门动作应对运转层上方不产生影响。

给煤机层标高的确定原则是：给煤管与风扇磨煤机干燥管的连接口，距离磨煤机进口端部的垂直距离应满足干燥要求。根据经验数据，给煤机层标高与风扇磨煤机进口端面的高度宜大于或等于 24m。

输煤皮带标高的确定原则是：给煤机层高度+给煤机高度（含入口闸门）+煤斗高度+皮带层地面梁最小尺寸。综合考虑煤斗的体积和给煤机入口煤闸门检修的空间。

600MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓平面及断面布置方案如图 24-36～图 24-38 所示。

2. 300MW 级机组风扇磨侧煤仓布置方案

300MW 级机组通常配置 6 台风扇磨煤机，5 台运行 1 台备用，围绕锅炉四周布置，炉前和炉后各布置 2 台磨煤机，锅炉两侧分别布置 1 台磨煤机。锅炉零米四周应设置风扇磨煤机检修通道，满足磨煤机检修车的通行需求。

300MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓平面及断面布置方案如图 24-39、图 24-40 所示。

（三）高温炉烟管道与煤粉管道的注意事项

风扇磨煤机围绕炉膛六角或八角布置。塔型炉的抽炉烟从锅炉四周均匀引出，磨煤机与抽炉烟口相应布置，使高温炉烟管道的布置更加垂直且短。Π 形炉的抽炉烟口从锅炉前墙和侧墙引出，炉后的 2 台磨煤机对应的高温炉烟管道的长度较长。高温炉烟管道上的弯头角度不宜超过 45℃。

煤粉管道与炉膛的六角或八角的切线尽量保持在一条直线上，避免煤粉管道出现水平方向的弯头。

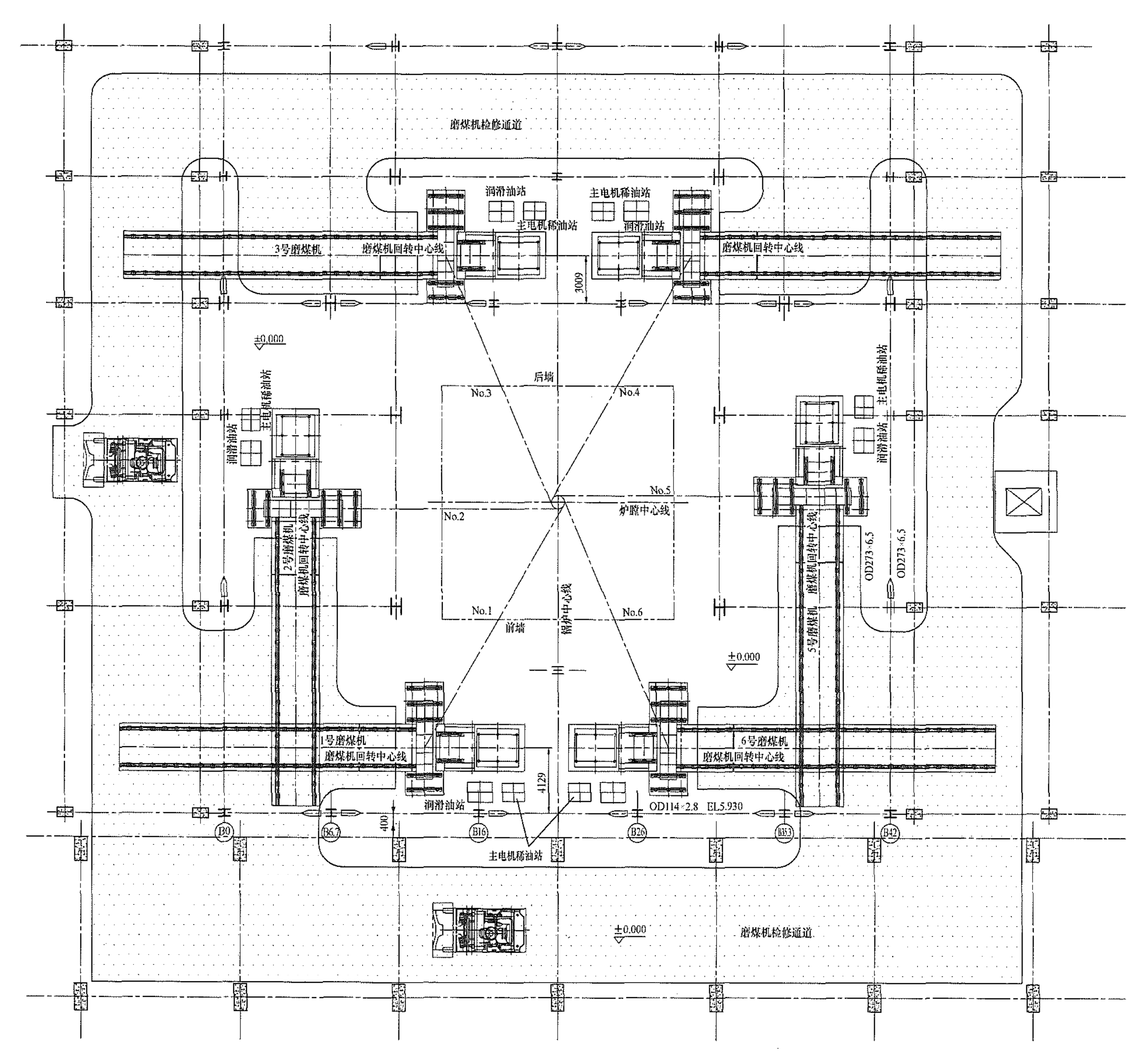


图 24-33 300MW 级机组风扇磨煤机前煤仓零米平面布置图

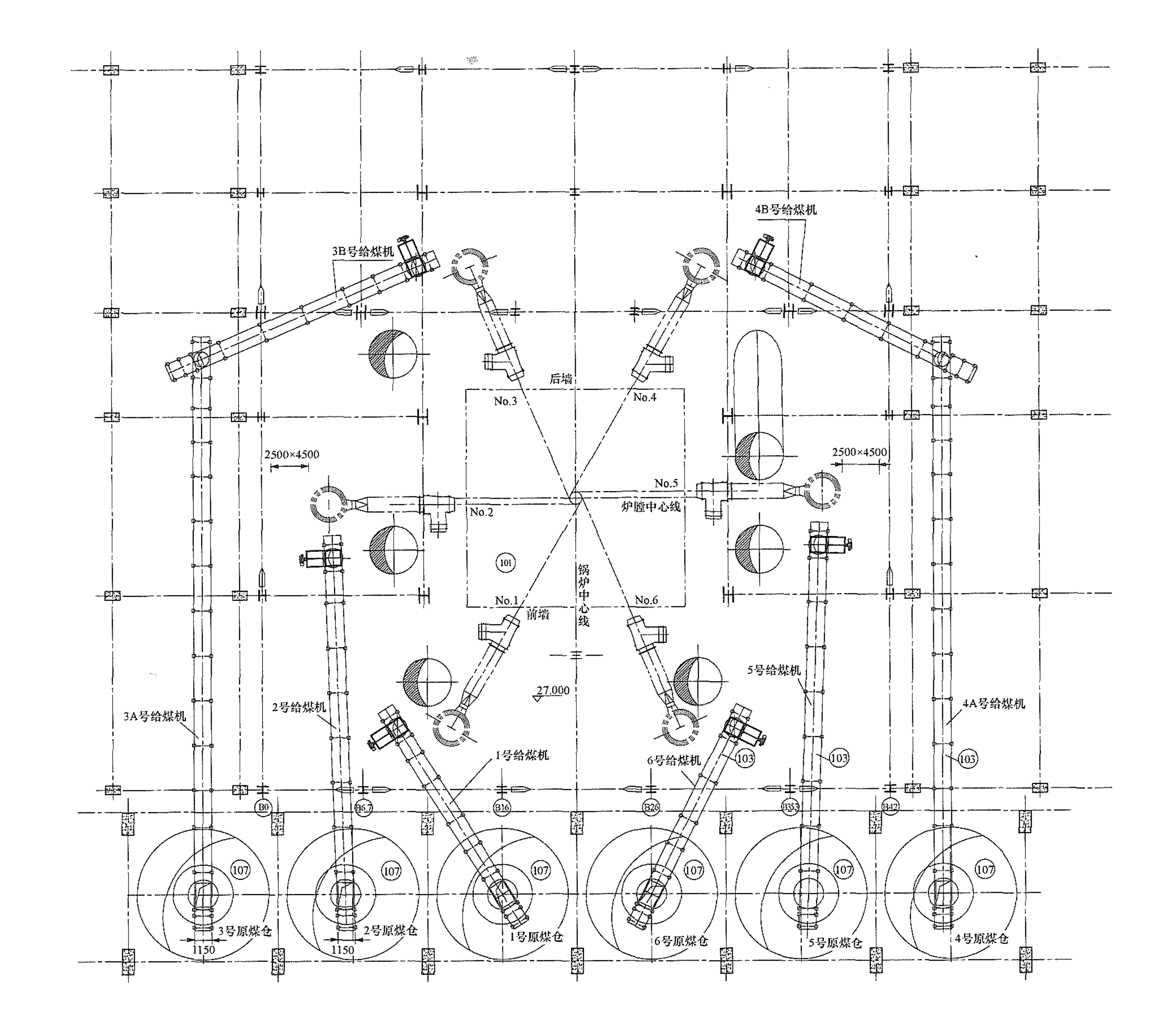


图 24-34　300MW 级机组风扇磨煤机前煤仓给煤机层平面布置图

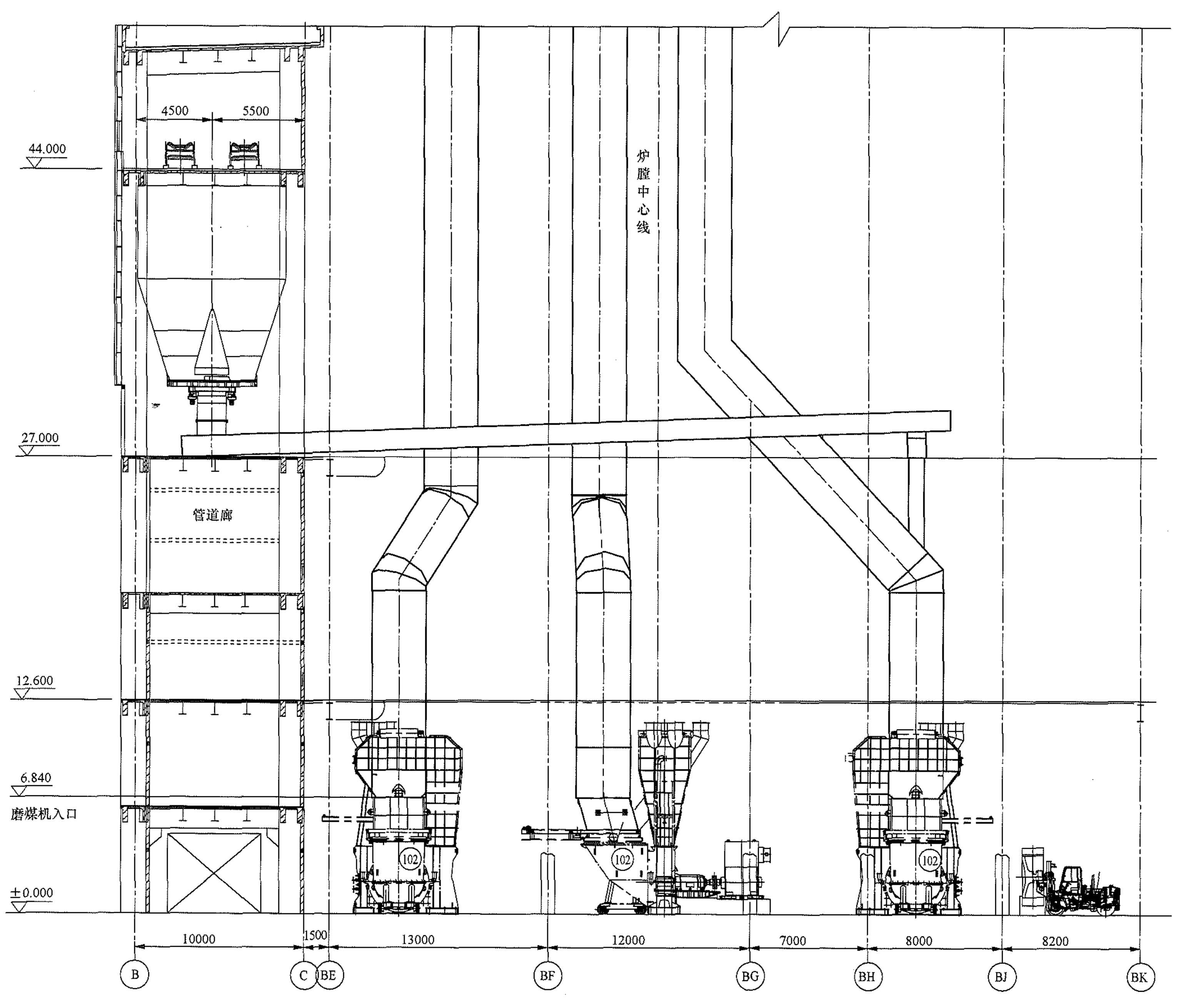


图 24-35 300MW 级机组风扇磨煤机前煤仓横断面布置图

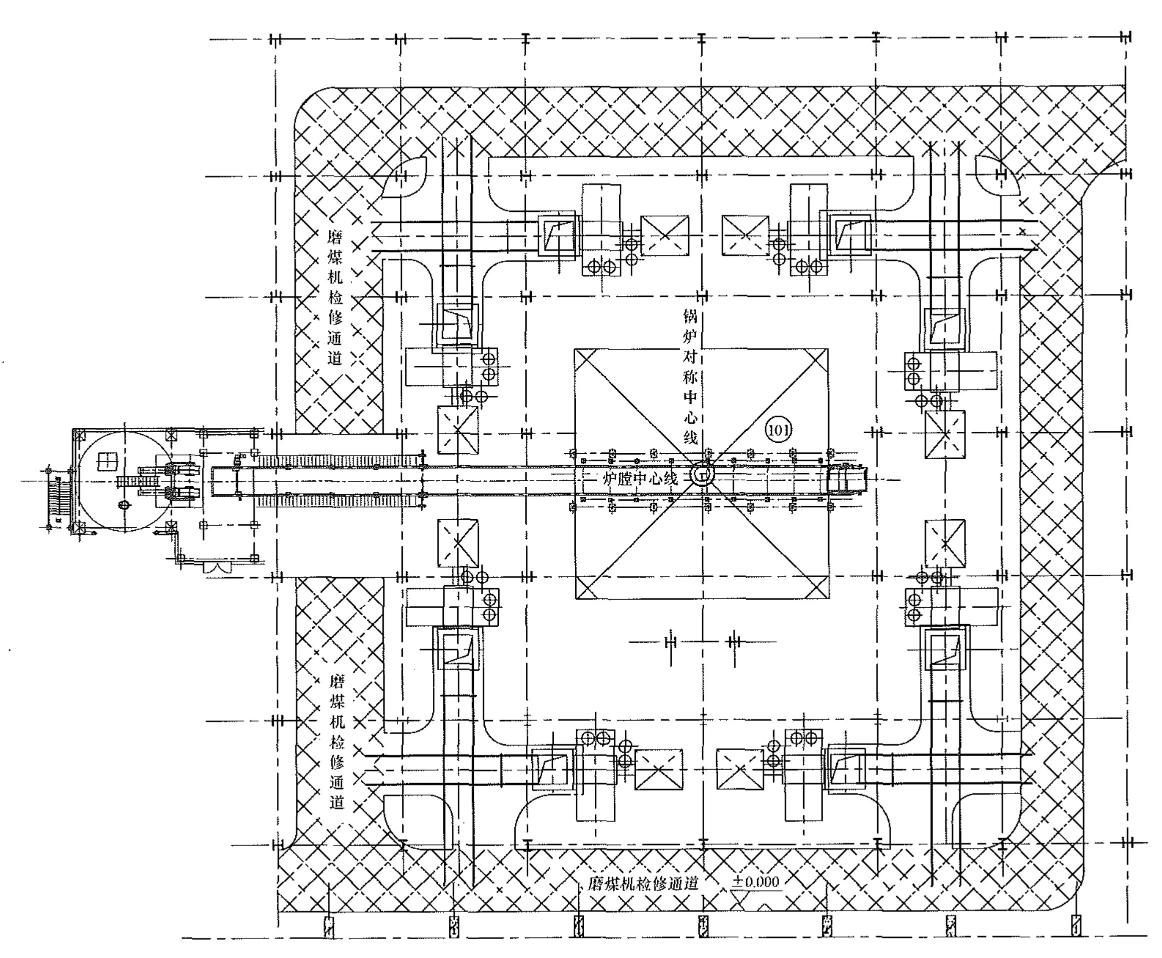


图 24-36　600MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓零米平面布置图

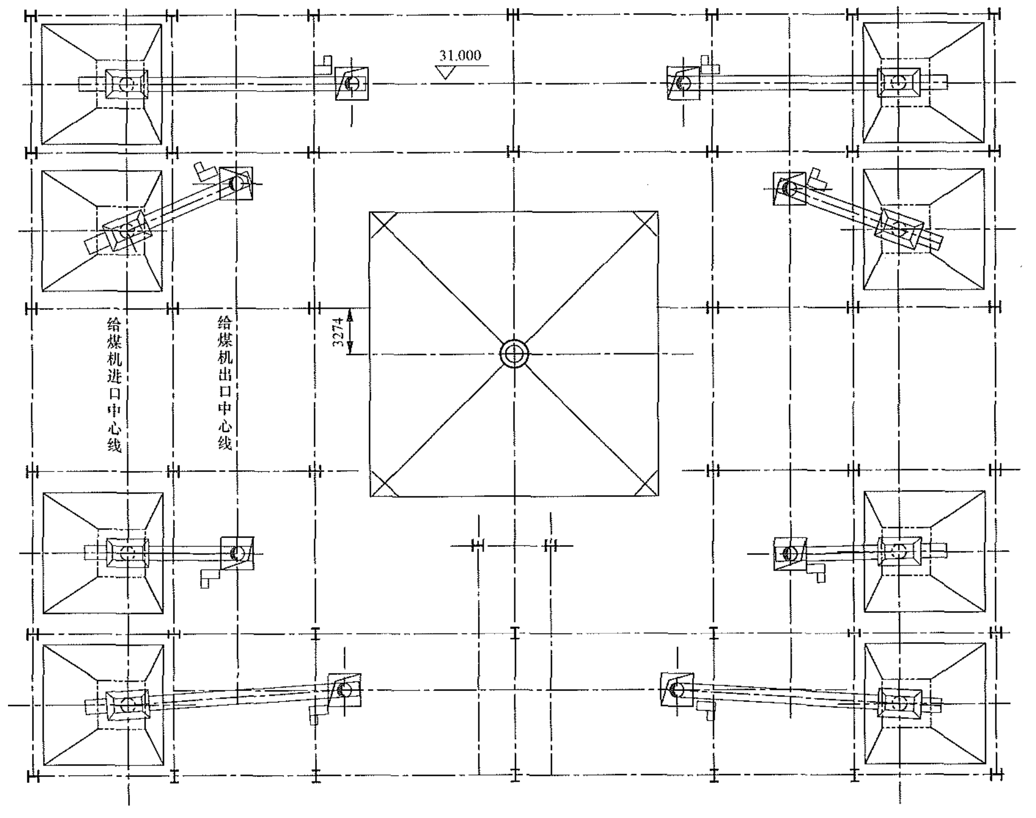


图 24-37　600MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓给煤机层平面布置图

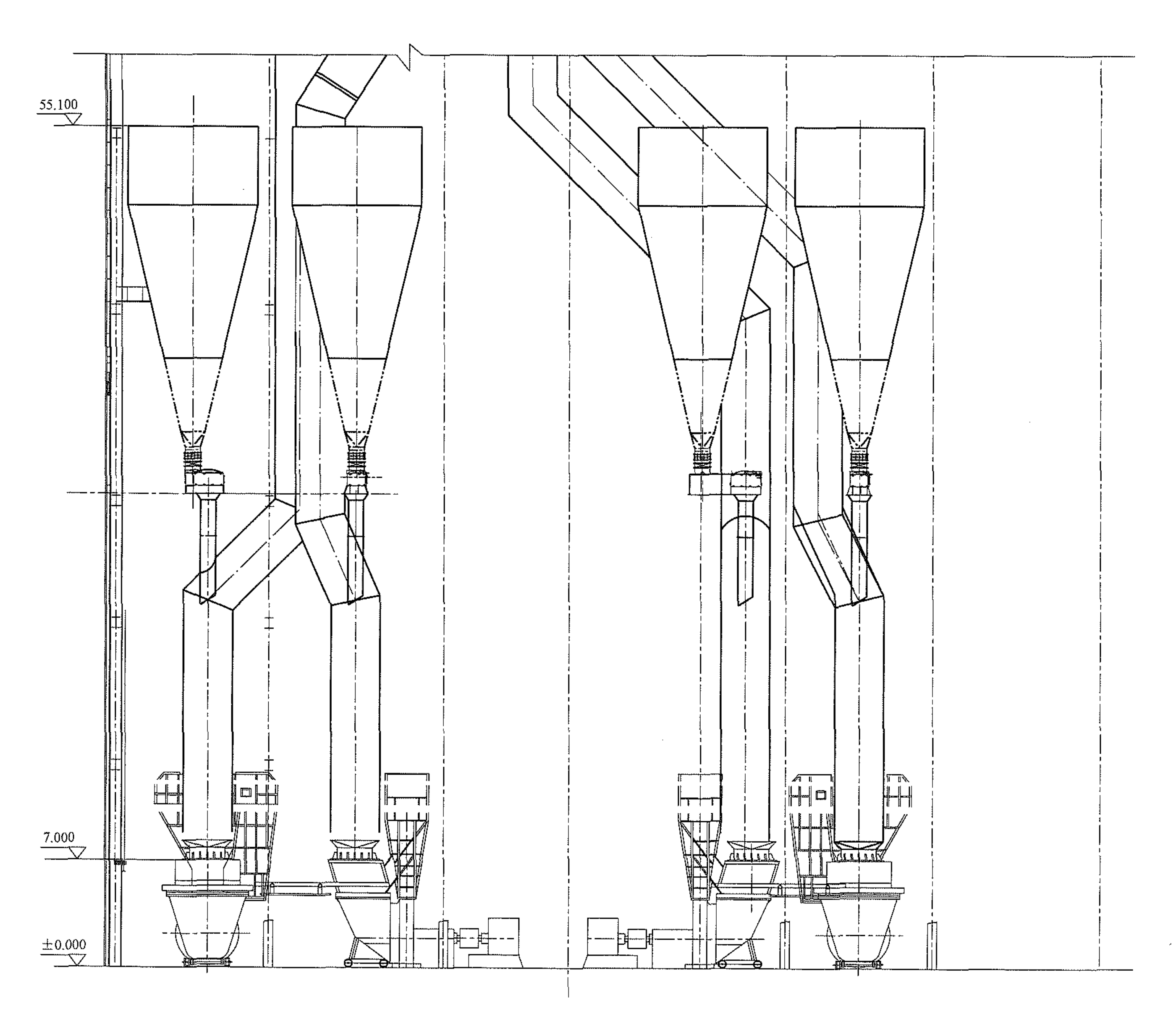


图 24-38　600MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓横断面布置图

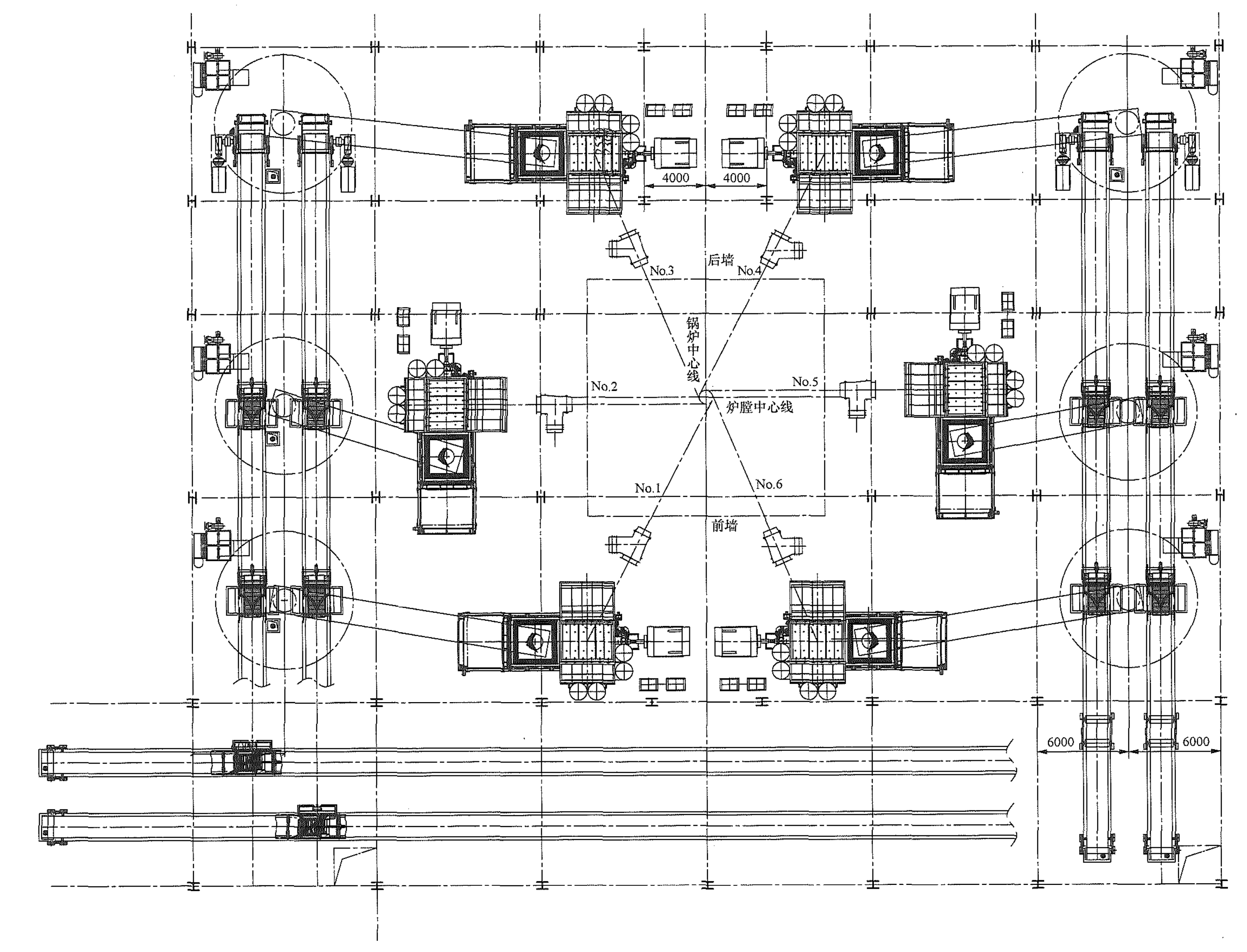


图 24-39 300MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓平面布置图

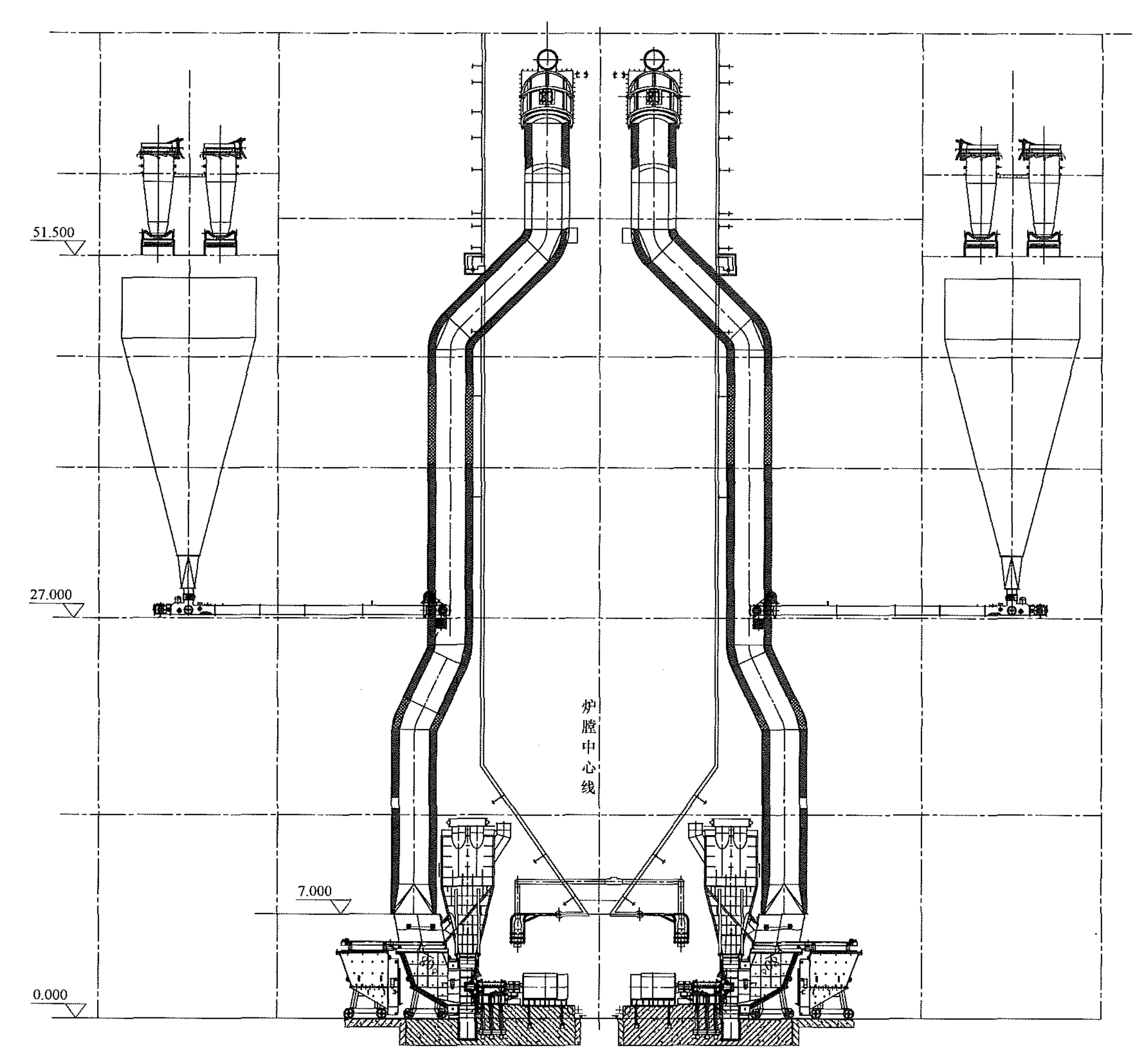


图 24-40　300MW 级机组风扇磨煤机侧煤仓断面布置图

第四节　循环流化床锅炉岛主厂房布置

CFB 锅炉机组的锅炉形式、锅炉附属系统及设备与煤粉锅炉不同，如无制粉系统、特有启动床料系统、底渣冷却系统等。CFB 锅炉机组与常规煤粉锅炉机组的主厂房格局类似，同样可以采用三列式、四列式布置格局，多采用除氧间与煤仓间合并设置的三列式格局。

CFB 锅炉岛中的煤仓间、锅炉房的布置及设计思路与常规煤粉锅炉存在一定差异，炉后布置及设计思路则与常规煤粉炉基本一致。

循环流化床锅炉岛主厂房布置设计主要包括：煤仓间布置设计、锅炉房布置设计以及炉后布置设计。炉后布置设计与常规煤粉炉的炉后布置设计类似，本章节不在此详述，仅对循环流化床锅炉岛的煤仓间布置设计、锅炉房布置设计进行说明。

一、循环流化床锅炉岛主厂房布置设计

（一）煤仓间布置设计

1. 煤仓间的布置形式

不同的 CFB 锅炉技术流派，锅炉给煤方式是不同的。给煤方式的不同，影响到给煤机级数的选择及其布置，但对主厂房的格局没有根本性的影响，均可采用三列式、四列式主厂房格局。

前煤仓布局是火力发电厂目前成熟的布置格局，而后煤仓、侧煤仓布置格局在现有的 CFB 锅炉机组中鲜有实施。对于是否采用后煤仓、侧煤仓布置格局，需要根据工程项目具体要求，如全厂的上煤方位、锅炉给煤口位置、煤质情况、主厂房集中控制需求、电气设施布置及项目扩建需求等，进行综合经济性比较后方能确定。

2. 煤仓间（除氧煤仓间）各层布置原则

（1）当除氧间与煤仓间单独设置时，CFB 锅炉的煤仓间一般分为 4～5 层：零米层、中间层、运转层、

给煤机层、皮带层。

1）第一层：零米层。由于没有制粉系统，从零米层到第二层之间可布置电气房间、暖通房间、电缆夹层等，但需注意留有从汽机房与锅炉房之间的人行检修通道及连接管道的布置通道。

2）第二层为中间层，布置加热器等设备、管廊层、电控房间等。

3）第三层为运转层，布置加热器等设备、电控房间等。是否需要在煤仓间设置运转层，需结合项目主厂房整体布置而定。

4）第四层为给煤机层，布置的主要设备为给煤机、给料机（当采用机械给料方式时）。在给煤机及给料机的上方，给煤机层与输煤皮带机层之间布置原煤仓、启动床料仓（当采用机械给料方式时）。

常规煤粉锅炉有制粉系统，为方便巡查和检修，一般煤仓间及锅炉房运转层的标高尽可能与汽机房运转层标高齐平。而对于CFB锅炉而言，没有制粉系统且受锅炉落煤口标高的限制，给煤机层的标高往往远高于汽机房运转层，因此为了满足布置上的便利，亦不再考虑煤仓间及锅炉房运转层标高与汽机房运转层标高齐平，各层之间通过布置适当的连接平台及扶梯来满足通行需求即可。

给煤机层的标高及设备布置按照以下原则：

a. 给煤机层的标高应考虑锅炉给煤口标高（包括播煤装置）、所需给煤机级数、给煤距离和给煤机出口阀门及补偿器布置等因素确定。

b. 为了保证给煤机的均匀性、稳定性、降低故障率，给煤机应尽可能水平布置，特别是对于给煤距离较短的前墙给煤的给煤机。

若由于整体布局考虑或布置空间有限，必须要降低煤仓间高度时，给煤机也可采用倾斜布置，仰角不宜大于5°。

5）第五层为输煤皮带机层（皮带层），该层布置的主要设备为输煤皮带机。

CFB锅炉煤仓间皮带层的布置要求与常规煤粉锅炉的煤仓间皮带层布置要求一致。

（2）当除氧间与煤仓间合并设置时，CFB锅炉的煤仓间一般分为5～6层：零米层、夹层、运转层、除氧器层、给煤机层、皮带层。布置原则与单独设置煤仓间基本一致，而除氧器层的标高则需根据项目实际情况进行除氧器瞬态计算后，并结合运转层标高、锅炉给煤机层的标高，最终确定除氧器层是布置于运转层、单独成层还是与给煤机同层布置。

3. 典型煤仓间布置设计

CFB锅炉给煤方式有：炉前给煤方式、回料阀炉后墙给煤方式、回料阀炉侧墙给煤方式、前墙给煤与回料阀后墙给煤结合的混合给煤方式。煤仓间布置设计应考虑给煤方式不同带来的影响，以下以前煤仓布置为例，给出不同给煤方式下的煤仓间布置设计，其他煤仓间布置形式可参照执行。

（1）炉前给煤方式宜采用的煤仓间布置设计，如图24-41所示。

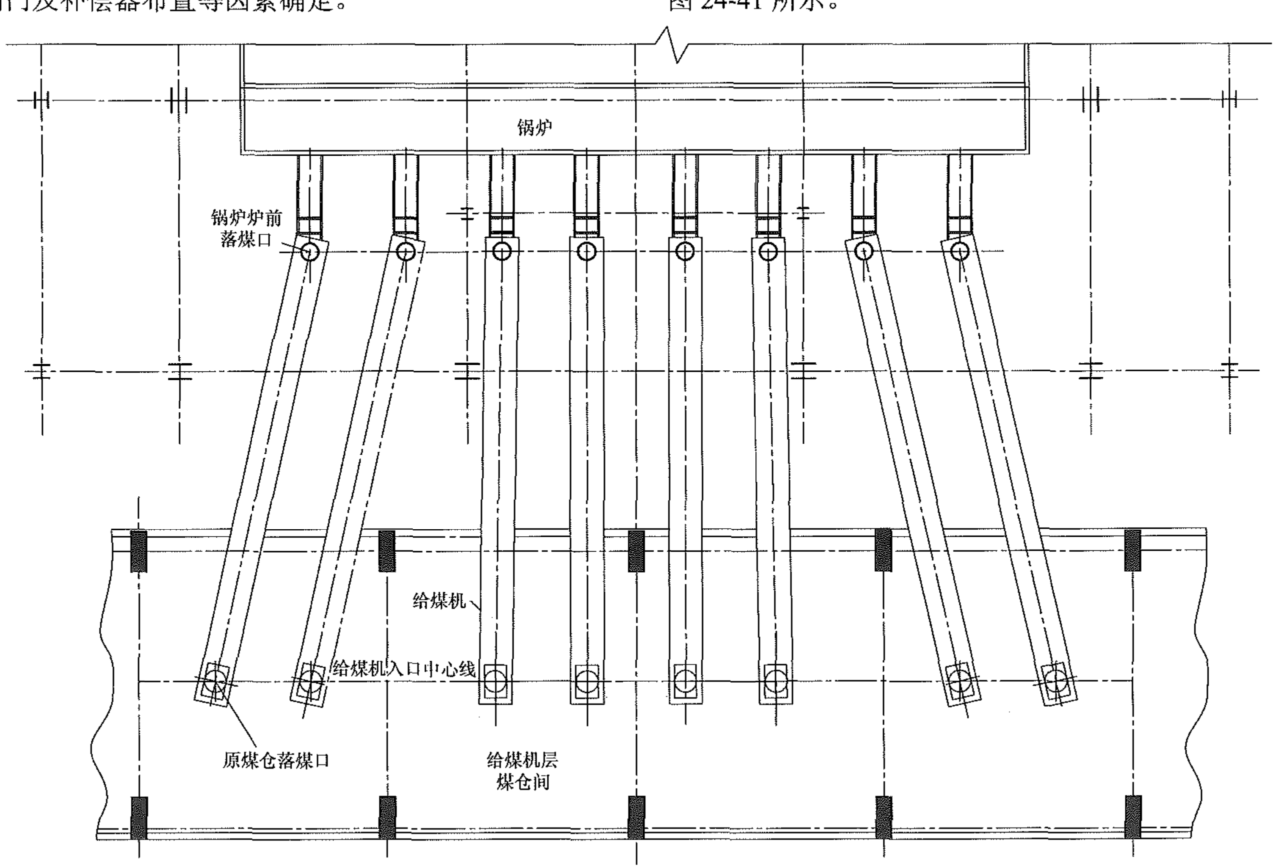


图24-41　煤仓间给煤机层布置（炉前给煤方式）示意图

1）锅炉为炉前给煤方式时，宜采用前煤仓格局、单级给煤机系统。

2）根据锅炉容量及锅炉落煤口的分布，确定原煤仓数量。

3）原煤仓的每个落煤口对应1台给煤机，通过该给煤机直接与锅炉炉前的落煤口相连接。给煤机的数量与原煤仓的落煤口、锅炉的落煤口一一对应。

（2）回料阀后墙给煤方式宜采用的煤仓间布置设计，如图24-42所示。

1）锅炉的旋风分离器为M形布置位于炉后墙，为回料阀后墙给煤方式时，采用两级给煤机系统。

2）根据锅炉容量及锅炉落煤口的分布，确定原煤仓数量。

3）每个原煤仓对应1台一级给煤机，一级给煤机将燃煤输送至回料腿上方的二级给煤机，再经由二级给煤机多点分配燃煤至锅炉各个落煤口。

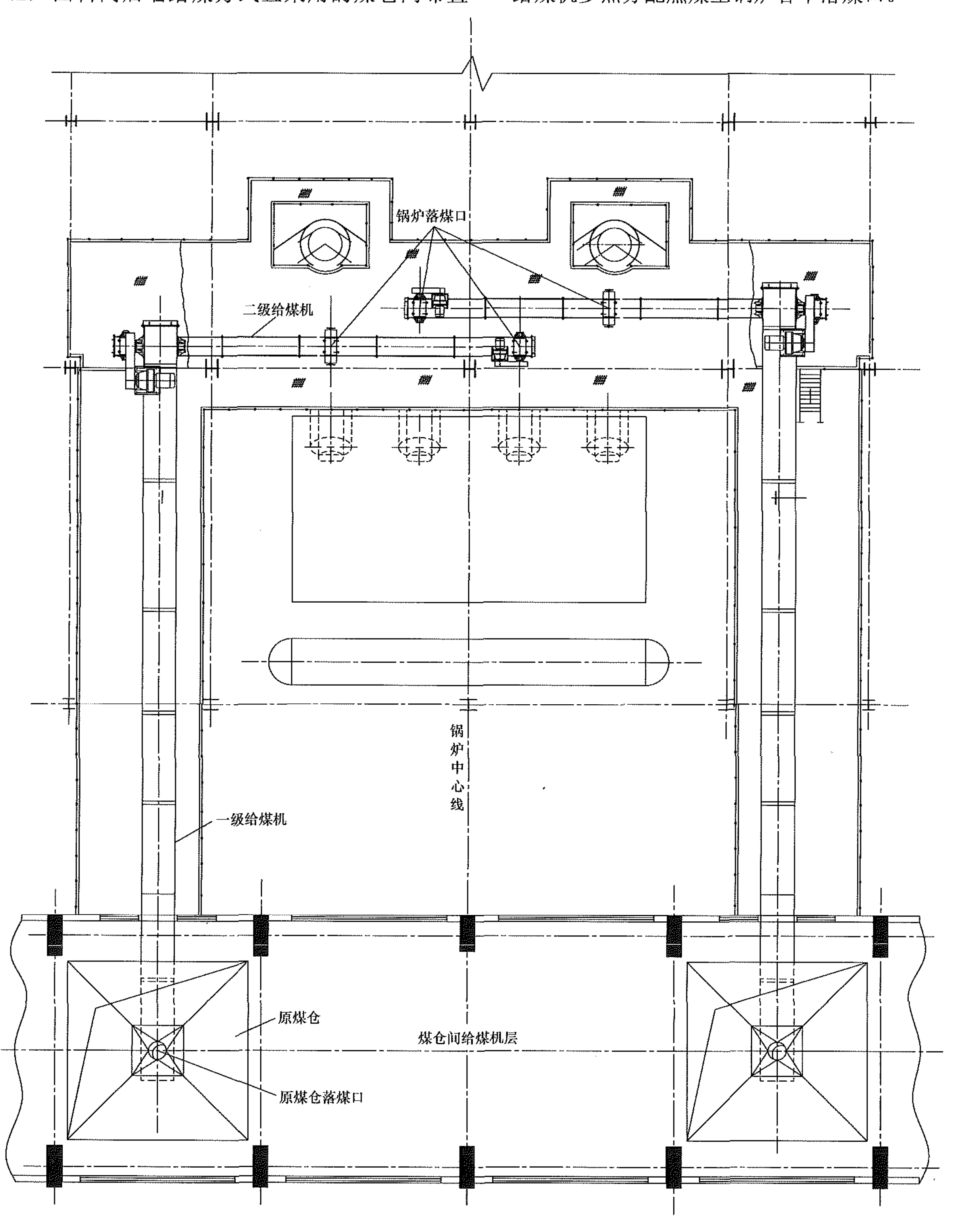


图24-42 煤仓间给煤机层布置（回料阀后墙给煤方式）示意图

（3）回料阀侧墙给煤方式宜采用的煤仓间布置设计，如图 24-43 所示。

1）锅炉的旋风分离器为 H 形布置位于炉膛左右两侧，为回料阀炉侧给煤方式时，采用两级给煤机系统。

2）根据锅炉容量及锅炉落煤口的分布，确定原煤仓的数量。

3）每个原煤仓对应 1 台一级给煤机，一级给煤机将燃煤输送至回料腿上方的二级给煤机，再经由二级给煤机分配燃煤至锅炉两侧各个落煤口。

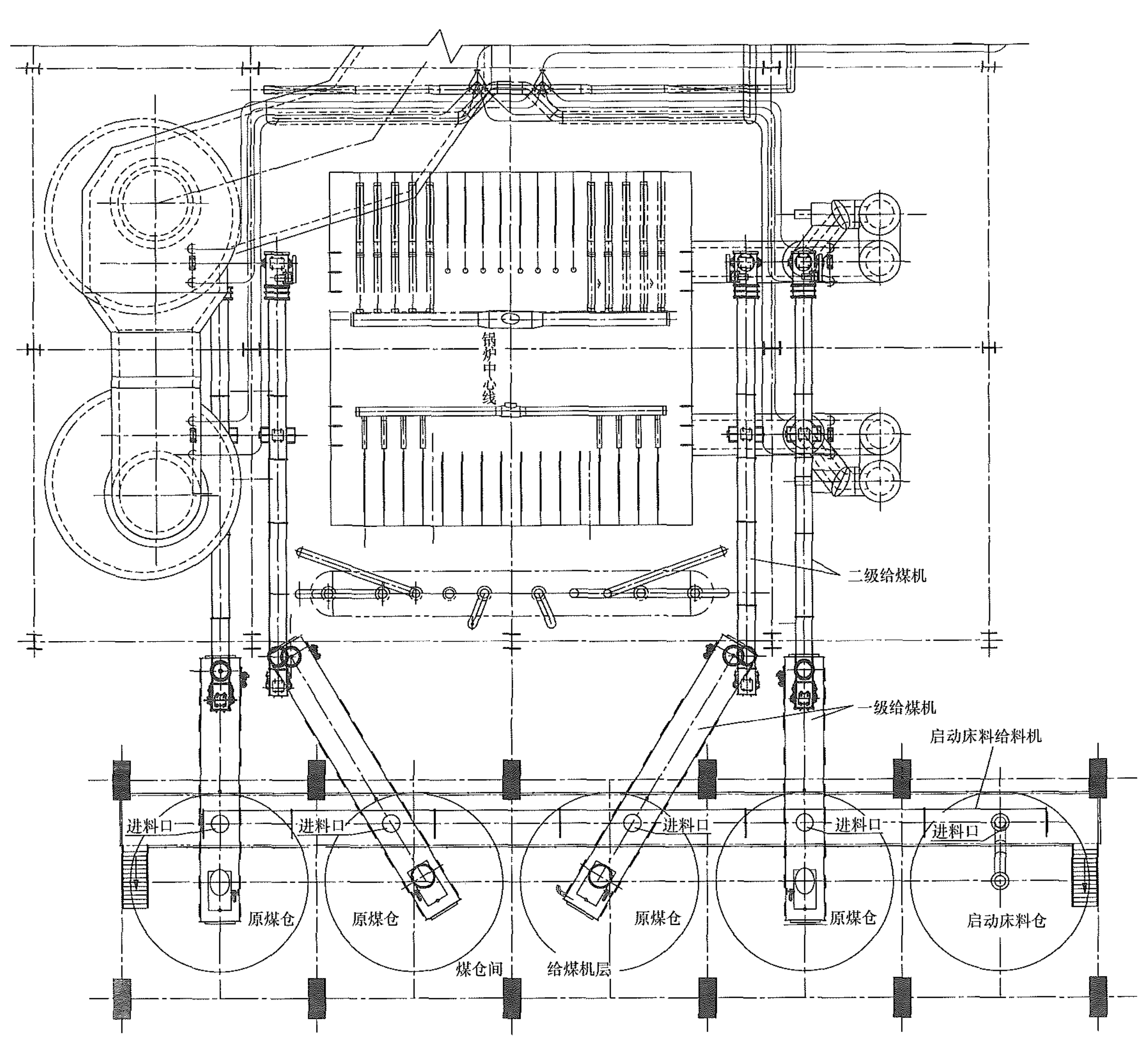


图 24-43　煤仓间给煤机层布置（回料阀侧墙给煤方式）示意图

（4）前墙给煤与回料阀后墙给煤结合的混合给煤方式宜采用的煤仓间布置设计，如图 24-44 所示。

1）锅炉的旋风分离器为 M 形布置位于炉膛后墙，锅炉为前、后墙结合给煤方式时，则采用一级给煤机和两级给煤机相结合的给煤系统，即前墙给煤采用一级给煤机系统，同时回料阀后墙给煤采用两级给煤机系统。

2）锅炉前墙给煤口对应的原煤仓数量，应根据锅炉的给煤口数量结合煤仓间布置确定。前墙给煤原煤仓的每个落煤口对应 1 台给煤机，通过该给煤机直接与锅炉炉前的落煤口相连接。给煤机的数量与原煤仓的落煤口、锅炉的落煤口一一对应。

3）锅炉回料腿后墙给煤口对应的给煤线建议为 2 条，布置于锅炉左、右两侧。每台锅炉宜设置 2 个对应于锅炉回料腿后墙给煤的原煤仓，位于前墙给煤原煤仓的两侧。每个后墙给煤原煤仓对应 1 台一级给煤机，一级给煤机将燃煤输送至炉后墙回料腿上方的二级给煤机，再经由二级给煤机多点分配燃煤至锅炉后墙各个落煤口。

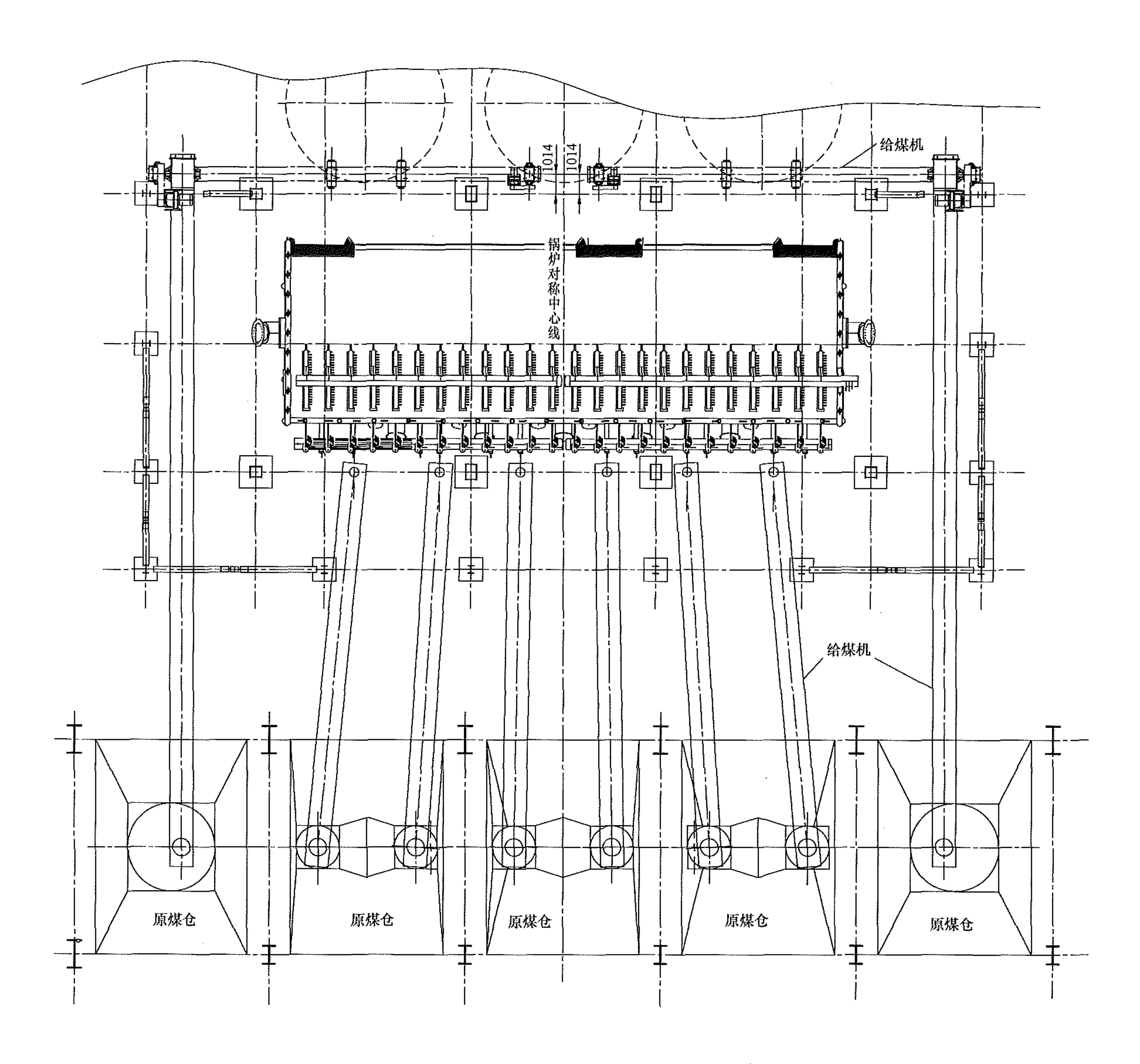


图 24-44 煤仓间给煤机层布置（前墙给煤与回料阀后墙给煤结合的混合给煤方式）示意图

（二）锅炉房辅助设备布置

循环流化床锅炉房区域的布置总体要求与常规煤粉锅炉一致。区别主要在于循环流化床锅炉的特有辅助设备的布置，如冷渣器、高压流化风机等。上述设备均布置在锅炉房零米。

1. 冷渣器的布置

锅炉底渣靠重力下落，为了落渣顺畅，冷渣器的进渣口宜布置在靠近锅炉排渣口侧的下部。冷渣器的布置方位根据锅炉排渣口确定，一般可分为前墙布置、后墙布置及炉侧布置三种方式。

（1）前墙给煤方式，落渣口一般布置在锅炉后墙侧或锅炉侧部，冷渣器宜采用后墙侧布置或炉侧布置。

（2）回料阀后墙给煤方式，落渣口一般布置在锅炉前墙侧，冷渣器宜采用前墙侧布置或炉侧布置。

（3）炉前、炉后联合给煤方式，冷渣器可布置在炉侧。如果一次风入口设在锅炉侧部，则冷渣器只能采用前墙侧布置或后墙侧布置。

2. 高压流化风机的布置

高压流化风机通常有罗茨风机、离心式风机两种类型。

罗茨风机的单机出力相对离心式风机小，当机组容量小，配置台数不多时，可布置在锅炉零米构架内。

离心式风机有单级离心式和多级离心式两种。多级离心式风机的单机出力相对罗茨风机大，相对占用空间较小。可布置于锅炉零米构架内。

随着机组容量增大，高压流化风机台数增多后，需要占用较大空间。如果锅炉零米构架内无法满足布置需求时，可考虑布置在靠近锅炉框架外侧适当的区域。

若风机噪声不能满足环保要求，还应设置简易的高压流化风机房并采用相应隔音措施。

3. 一次风机、二次风机的布置

循环流化床锅炉的一次风机、二次风机多采用离心式风机，其机壳尺寸及检修空间需求较大，不一定能布置于锅炉构架内零米，可根据空气预热器一次风、二次风接口的方位，考虑将一次风机及二次风机布置到锅炉构架两侧或者炉后除尘器前烟道支架下部。

二、典型布置方案

大型 CFB 锅炉的主力机型是 135MW 等级机组和 300MW 等级机组。

下面根据机组的不同容量及锅炉结构特点分别介绍循环流化床锅炉岛主厂房典型布置方案。

（一）135MW 等级超高压循环流化床锅炉岛主厂房典型布置方案

以某 135MW 等级循环流化床锅炉为例，其典型主厂房布置格局为除氧煤仓间合并设置的三列式主厂房布置格局，如图 24-45、图 24-46 所示（见文后插页）。其布置特点为：

（1）锅炉为单布风板炉膛结构，炉前给煤方式，共 6 个给煤口，配置管式空气预热器。煤仓间共布置 3 个原煤仓，每个原煤仓对应 2 个给煤口、2 台给煤机，每台炉配置 6 台给煤机。

（2）给煤机与除氧器同层布置。

（3）锅炉房零米布置了 2 台滚筒式冷渣器、3 台流化风机。炉后除尘器前烟道下方布置 2 台一次风机、2 台二次风机。

（4）当锅炉本体采用不同锅炉制造商的产品时，三列式主厂房布置格局仍然适用，需要局部调整的是原煤仓数量、给煤线路、冷渣器及风机等辅助设备的布置。

（二）300MW 等级亚临界循环流化床锅炉岛主厂房典型布置方案

以某国产 300MW 等级亚临界 CFB 锅炉为例，其典型主厂房布置格局为除氧煤仓间合并设置的三列式主厂房布置格局，如图 24-47、图 24-48 所示。其布置特点为：

（1）锅炉为裤衩型炉膛（双布风板）结构，回料阀侧墙给煤方式，每台炉配置单台四分仓回转式空气预热器。煤仓间共布置 4 个原煤仓，每个原煤仓对应两级给煤机。每台炉共配置 4 条给煤线，每条给煤线对应 1 个原煤斗、1 级称重式给煤机、1 级埋刮板给煤机。

（2）给煤机与除氧器分层布置。

（3）锅炉房零米层布置了 6 台滚筒式冷渣器、2 台流化风机。2 台一次风机、2 台二次风机分别布置于锅炉空气预热器的左右两侧附跨。

（4）当锅炉本体采用不同锅炉制造商的产品时，三列式主厂房布置格局仍然适用，需要局部调整的是原煤仓数量、给煤线路以及冷渣器等辅助设备的布置。

（三）350MW 等级超临界循环流化床锅炉房主厂房典型布置方案

我国的 350MW 等级超临界 CFB 锅炉是在自主知识产权型 300MW 亚临界 CFB 锅炉的基础上开发的，具有完全自主知识产权。

图 24-49、图 24-50 是以某 350MW 等级超临界 CFB 锅炉为例的除氧煤仓间合并设置的三列式主厂房典型布置示意图。其布置特点如下：

（1）锅炉为单布风板炉膛结构，锅炉炉前、炉后联合给煤方式，每台炉配置单台四分仓回转式空气预热器。

（2）煤仓间共布置 5 个原煤仓，中间 3 个原煤仓保证锅炉前墙给煤，左右两侧 2 个原煤仓保证锅炉后回料腿给煤。炉前墙给煤口共 6 个，配置 6 条给煤线，每个原煤仓有 2 个落煤口，每个落煤口对应 1 台称重式给煤机。炉后回料腿给煤口共 6 个，配置 2 条给煤线，每条给煤线对应 1 个原煤斗、1 级称重式给煤机、1 级埋刮板给煤机、3 个回料腿给煤口。

（3）给煤机与除氧器分层布置。

（4）锅炉为炉前侧排渣，因此锅炉房零米层炉前墙侧布置了 6 台滚筒式冷渣器，炉后墙侧布置 4 台风道燃烧器，炉左侧布置 3 台高压流化风机。2 台一次风机、2 台二次风机分别布置于锅炉空气预热器的左右两侧附跨。

（5）当锅炉本体采用不同锅炉制造商的产品时，三列式主厂房布置格局仍然适用，需要局部调整的是原煤仓数量、给煤线路以及冷渣器等辅助设备的布置。

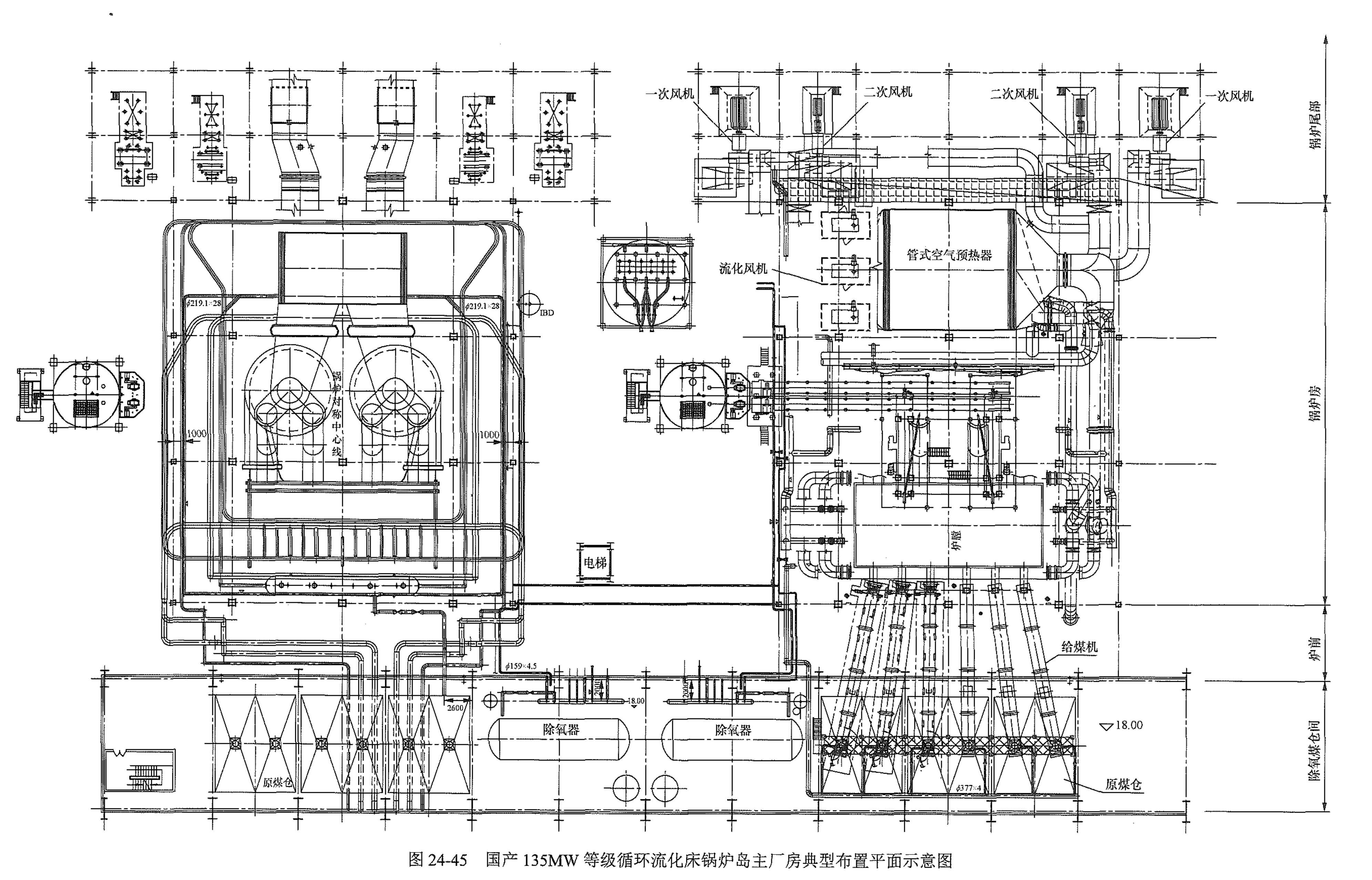


图 24-45　国产 135MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置平面示意图

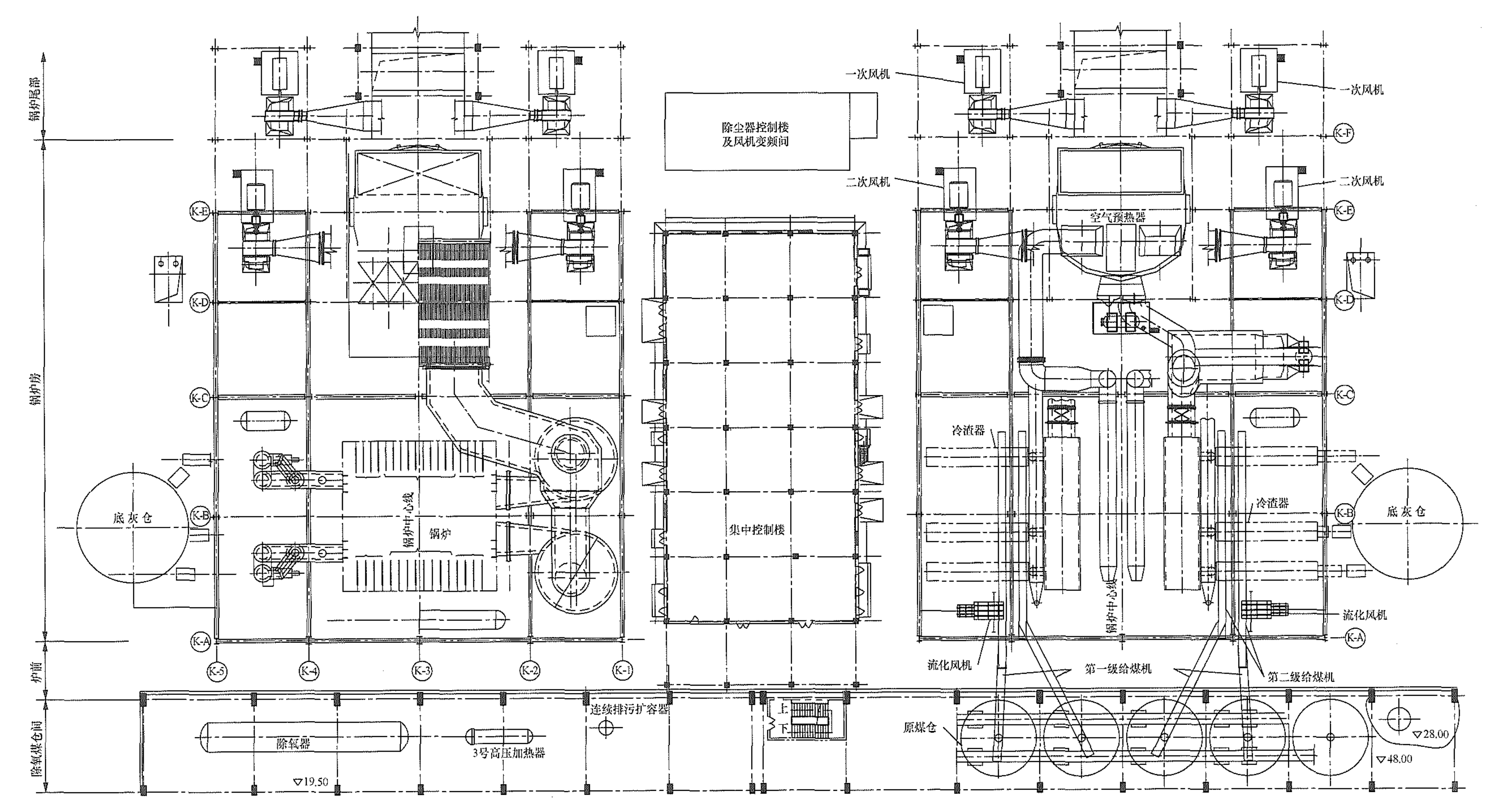


图 24-47　国产 300MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置平面示意图

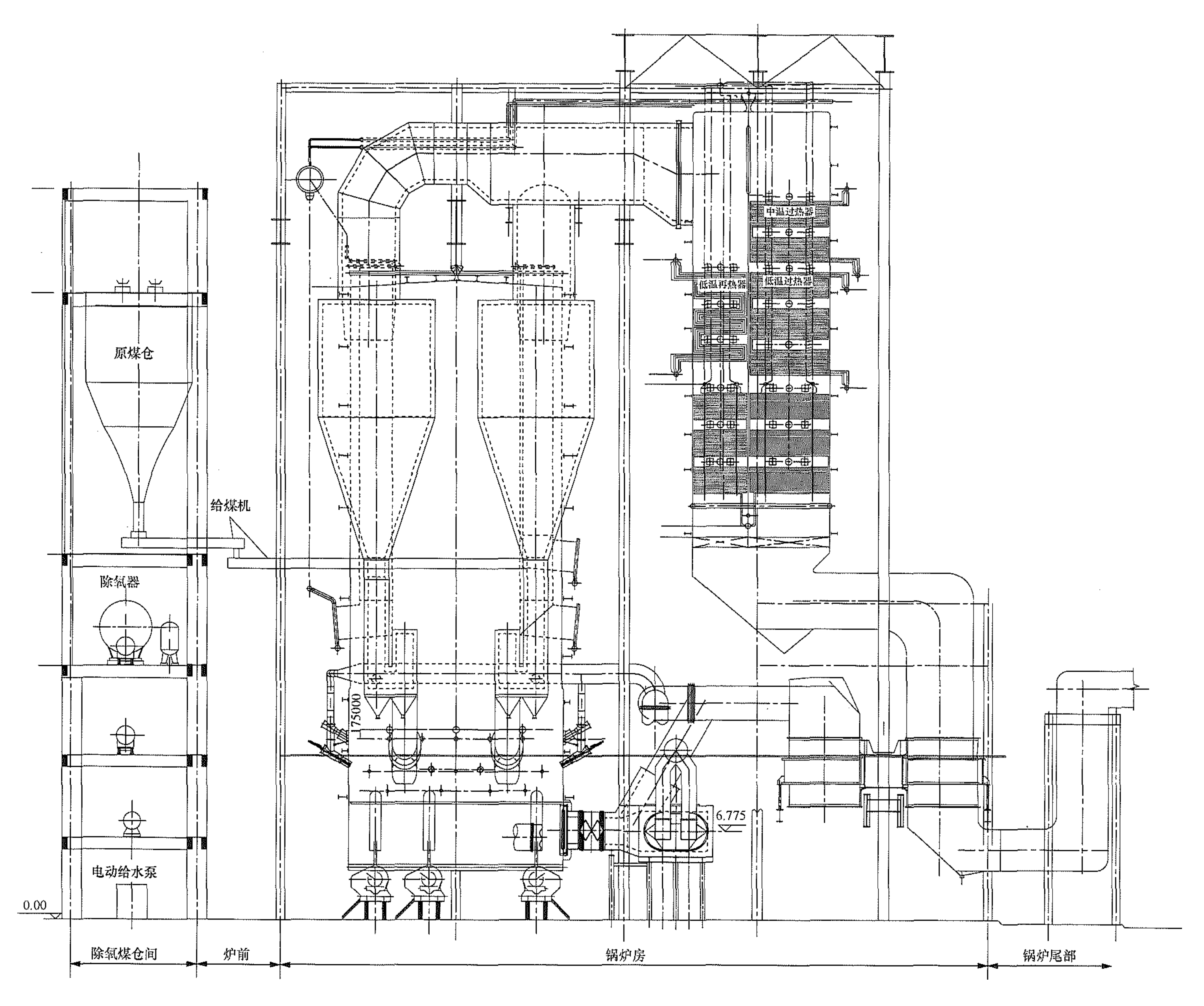


图 24-48　国产 300MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置断面示意图

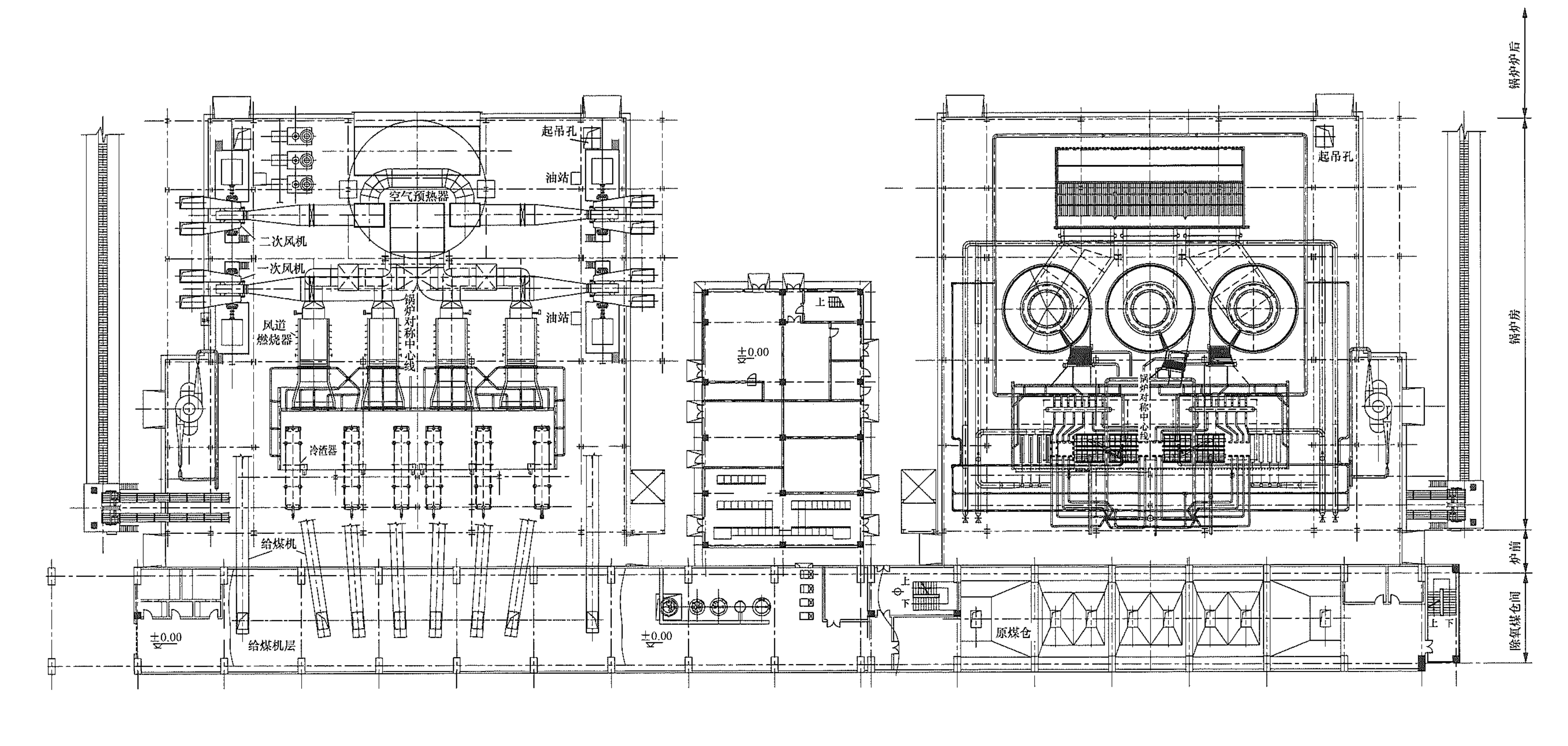


图 24-49　国产 350MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置平面示意图

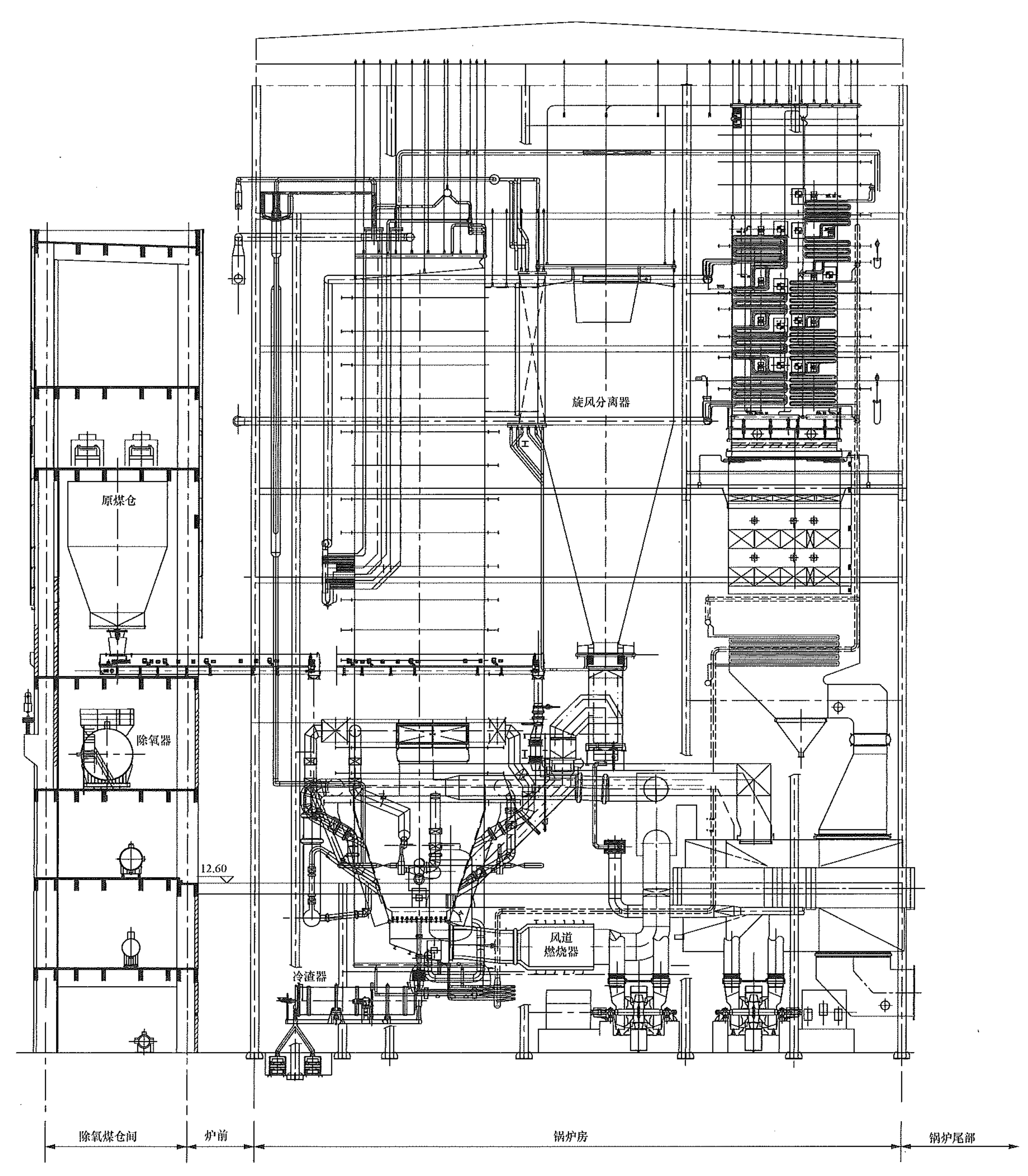


图 24-50　国产 350MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置断面示意图

（四）600MW 等级超临界循环流化床锅炉岛主厂房典型布置方案

我国 600MW CFB 锅炉为超临界直流炉，单炉膛、H 形布置、平衡通风、一次中间再热、循环流化床燃烧方式，采用外置式换热器调节床温及再热蒸汽温度，采用汽冷式旋风分离器进行气固分离。锅炉整体呈左右对称布置，支吊在锅炉钢架上。

600MW CFB 锅炉机组主厂房采用除氧煤仓间合并设置的三列式主厂房布置格局。图 24-51、图 24-52 是以某 600MW 等级锅炉为例的锅炉岛典型布置示意图。其布置特点为：

（1）锅炉为单布风板炉膛结构，采用锅炉左右

两侧给煤方式，每台炉配置两台四分仓回转式空气预热器。

（2）煤仓间共布置 4 个原煤仓。每个原煤仓对应两级给煤机。每台炉共配置 4 条给煤线，每条给煤线对应 1 个原煤斗、1 级称重式给煤机、1 级埋刮板给煤机。

（3）给煤机与除氧器分层布置。

（4）锅炉房零米层炉膛下部，布置了 6 台滚筒式冷渣器。5 台流化风机分别布置于空气预热器两侧。2 台一次风机分别布置于锅炉左右两侧附跨。2 台二次风机布置于炉后除尘器前烟道支架下部零米处。

（5）当锅炉本体采用其他锅炉制造商的产品时，三列式主厂房布置格局仍然适用，需要局部调整的是原煤仓数量、给煤线路以及冷渣器等辅助设备的布置。

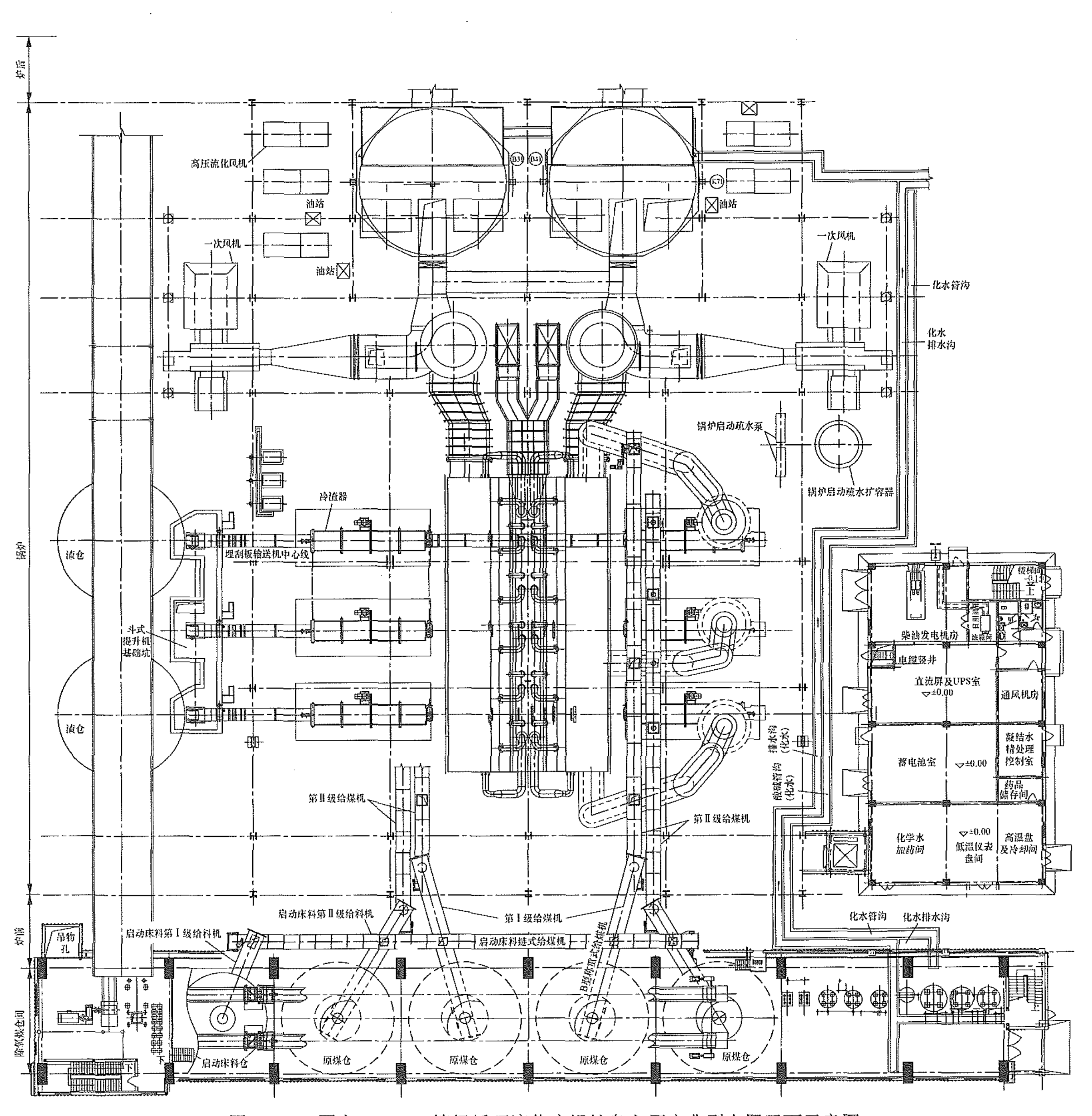


图 24-51　国产 600MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置平面示意图

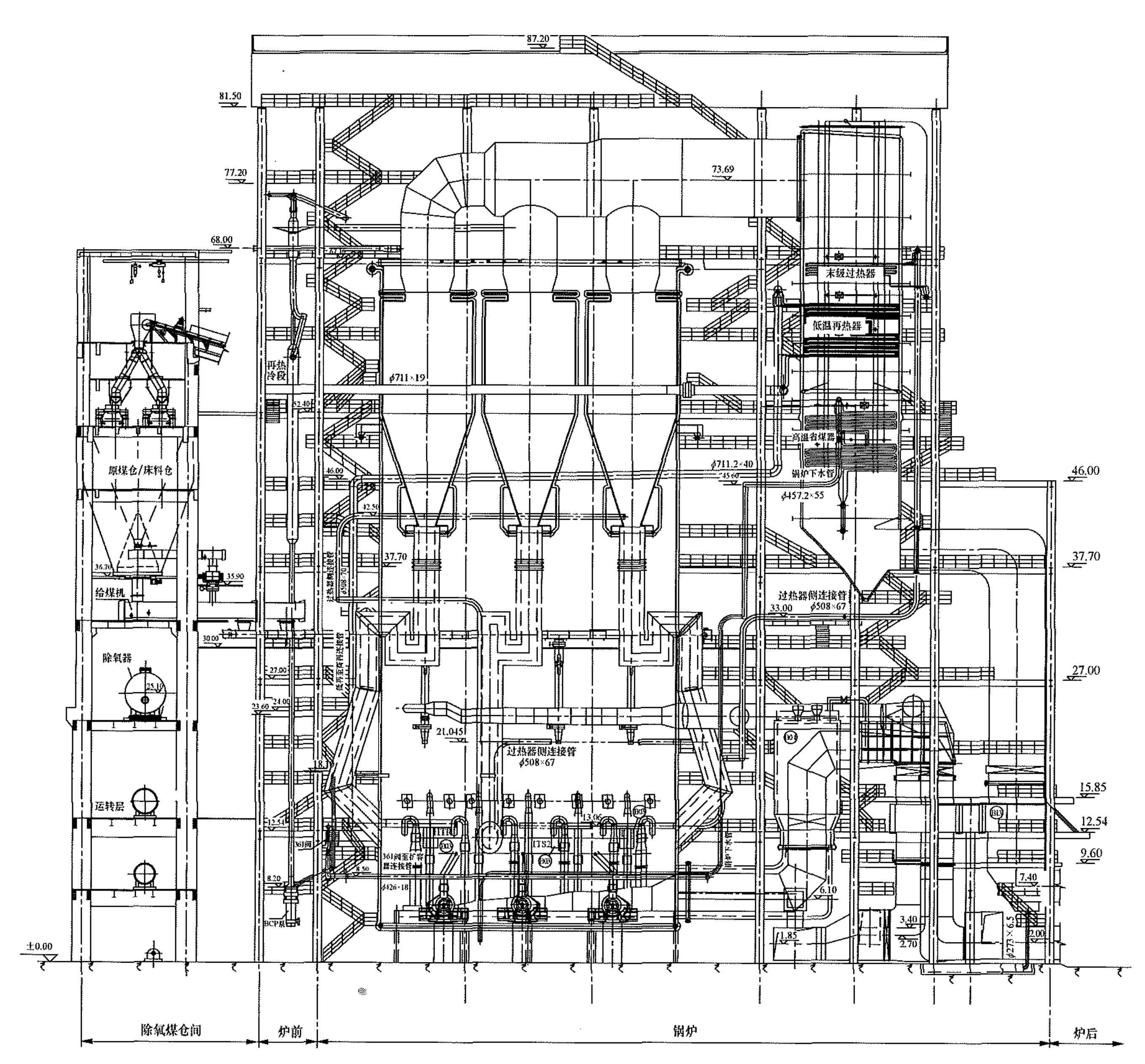


图 24-52 国产 600MW 等级循环流化床锅炉岛主厂房典型布置断面示意图

第二十五章

燃油系统设备及管道布置

燃油系统设备及管道的布置在严格执行国家强制性安全标准的基础上应使得设施布置紧凑、恰当，空间利用合理、功能分区明确、管系连接短捷，设备及管道的布置需符合防火、防爆、防雷、防冻等要求。燃油区的布置根据规划考虑是否预留扩建的条件。

第一节　卸油区布置设计

（1）火车运输卸油时，对重质油品采用下卸方式，对轻质油品采用鹤管上卸或下卸方式。当采用下卸时宜在栈台的端头设置一组上卸鹤管。对于大中型油轮卸油，码头宜装设输油臂，臂端设置快速接头与油轮的输油管相接。汽车运输卸油时，采用下卸方式。卸油接口不宜少于3个，并用软管和快速接头与汽车连接。

（2）铁路来油采用上卸时设卸油栈台。卸油铁道线做成整体式道床，且直而平，两侧设置浅沟。栈台上设活动钢梯，每隔20m左右设清扫用软管接头。卸油栈台按尽头式设计，车台最后一个停车位的末端距车挡的安全距离不小于20m。对单机容量在125MW以下的燃煤电厂，卸油栈台的长度可按1～4节油槽车设计，并符合铁路部门的调车要求。对单机容量在125MW及以上的燃煤电厂，卸油栈台的长度宜按4～10节油槽车设计。卸油栈台可单侧布置卸油线，栈台宽度不低于1.2m。对燃油电厂，卸油栈台的长度宜按24节油槽车或整列车的一半长度设计，可双侧布置卸油线，栈台宽度不低于1.5m。卸油栈台上设置安全栏杆。在栈台的两端和中间每隔50～60m，设45°角斜梯。栈台边缘与卸油中心线的距离，自轨面算起3m及以下不小于2m；自轨面算起3m以上不小于1.85m。

（3）卸油栈台上的管道可架空敷设在栈台结构梁上或敷设在栈台下方地面管墩上。栈台与泵房间的管道，卸车时宜沿地面敷设。燃油管道布置在靠近鹤管侧，用作消防的蒸汽、氮气或水管等公用管道宜布置在鹤管的相对一侧。

（4）对于汽车运油设汽车卸油平台。场地满足倒车要求并能够车辆进出方便，地面坡度6‰～8‰。卸油平台周围无妨碍倒车的管道和其他设施。

（5）对于油轮输油设卸油码头，卸油码头的容量和设施根据与交通部门商定的油船吨位及卸油时间确定。当卸油码头和煤码头共用时，卸油和卸煤分区作业。

（6）对于重油或渣油，卸油管道应设蒸汽伴热管。

第二节　油罐区的布置设计

一、罐区地上油罐之间的间距要求

按照DL/T 5204—2016《发电厂油气管道设计规程》的规定，罐区地上油罐之间的间距要求见表25-1。

表25-1　罐区地上油罐之间的间距要求

储存液体类别	单罐容量不大于300m³，且总容量不大于1500m³的立式储罐组	固定顶储罐（单罐容量）			外浮顶、内浮顶储罐	卧式储罐
		≤1000m³	>1000m³	≥5000m³		
甲B、乙类	2m	0.75D	0.6D		0.4D	0.8m
丙A类	2m	0.4D			0.4D	0.8m
丙B类	2m	2m	5m	0.4D	0.4D与15m的较小值	0.8m

注　1. 表中D为相邻储罐中较大储罐的直径。

2. 储存不同类别液体的储罐、不同型式的储罐之间的防火距离，应采用较大值。

二、油罐区内建（构）筑物设施之间的防火间距

根据GB 50074—2014《石油库设计规范》的规定，油罐区内建（构）筑物设施之间的防火间距的要求见表25-2。

表 25-2 油罐区内建（构）筑物设施之间的防火间距 （m）

序号	建（构）筑物和设施名称		易燃和可燃液体泵房		灌桶间		汽车罐车装卸设施		铁路罐车装卸设施		液体装卸码头		桶装液体库房		隔油池		消防车库、消防泵房	露天变配电所变压器、柴油发电机间		独立变配电间	办公用房、中心控制室、宿舍、食堂等人员集中场所	铁路机车走行线	有明火及散发火花的建（构）筑物及地点	油罐车库	库区围墙	其他建（构）筑物	河（海）岸边
			甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	$150m^3$及以下	$150m^3$以上		10kV及以下	10kV以上								
			10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
1	外浮顶储罐、内浮顶储罐、覆土立式油罐、储存丙类液体的立式固定顶储罐	$V \geqslant 50000$	20	15	30	25	30/23	23	30/23	23	50	35	30	25	25	30	40	40	50	40	60	35	35	28	25	25	30
2		$5000 < V < 50000$	15	11	19	15	20/15	15	20/15	15	35	25	20	15	19	23	26	25	30	25	38	19	26	23	11	19	30
3		$1000 < V \leqslant 5000$	11	9	15	11	15/11	11	15/11	11	30	23	15	11	15	19	23	19	23	19	30	19	26	19	7.5	15	30
4		$V \leqslant 1000$	9	7.5	11	9	11/9	9	11	11	26	23	11	9	11	15	19	15	23	11	23	19	26	15	6	11	20
5	储存甲B、乙类液体的立式固定顶储罐	$V > 5000$	20	15	25	20	25/20	20	25/20	20	50	35	25	20	25	30	35	32	39	32	50	25	35	30	15	25	30
6		$1000 < V \leqslant 5000$	15	11	20	15	20/15	15	20/15	15	40	30	20	15	20	25	30	25	30	25	40	25	35	25	10	20	30
7		$V \leqslant 1000$	12	10	15	11	15/11	11	15/11	11	35	30	15	11	15	20	25	20	30	15	30	25	35	20	8	15	20
8	甲B、乙类液体地上卧式储罐		9	7.5	11	8	11/8	8	11/8	8	25	20	11	8	11	15	19	15	23	11	23	19	25	15	6	11	20
9	覆土卧式油罐、丙类液体地上卧式储罐		7	6	8	6	8/6	6	8/6	6	20	15	8	6	8	11	15	11	15	8	18	15	20	11	4.5	8	20
10	易燃和可燃液体泵房	甲B、乙类液体	12	12	12	12	15/15	11	8/8	6	15	15	12	12	15/7.5	20/10	30	15	20	15	30	15	20	15	10	12	10
11		丙类液体	12	9	12	9	15/11	8	8/6	6	15	11	12	9	10/5	15/7.5	15	10	15	10	20	12	15	12	5	10	10
12	灌桶间	甲B、乙类液体	12	12	12	12	15/11	11	15/11	11	15	15	12	12	20/10	25/12.5	12	20	30	15	40	20	30	15	10	12	10
13		丙类液体	12	9	12	9	15/11	8	15/11	11	15	11	12	9	15/7.5	20/10	10	10	20	10	25	15	20	12	5	10	10
14	汽车罐车装卸设施	甲B、乙类液体	15/15	15/11	15/11	15/11	—	—	15/11	15/11	15	15	15/11	15/11	20/15	25/19	15/15	20/15	30/23	15/11	30/23	20/15	30/23	20	15/11	15/11	10
15		丙类液体	11	8	11	8	—	—	15/11	11	15	11	11	8	15/7.5	20/10	12	10	20	10	20	15	20	15	5	11	10

续表

序号	建（构）筑物和设施名称		易燃和可燃液体泵房		灌桶间		汽车罐车装卸设施		铁路罐车装卸设施		液体装卸码头		桶装液体库房		隔油池		消防车库、消防泵房	露天变配电所变压器、柴油发电机间		独立变配电间	办公用房、中心控制室、宿舍、食堂等人员集中场所	铁路机车走行线	有明火及散发火花的建(构)筑物及地点	油罐车库	库区围墙	其他建(构)筑物	河(海)岸边
			甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	甲B、乙类液体	丙类液体	150m³及以下	150m³以上		10kV及以下	10kV以上								
			10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
16	铁路罐车装卸设施	甲B、乙类液体	8/8	8/6	15/11	15/11	15/11	15/11	见GB 50074—2014第8.1节		20/20	20/15	8/8	8/8	25/19	30/23	15/15	20/15	30/23	15/11	30/23	20/15	30/23	20	15/11	15/11	10
17		丙类液体	6	6	11	11	15/11	11			20	15	8	8	20/10	25/12.5	12	10	20	10	20	15	20	15	5	10	10
18	液体装卸码头	甲B、乙类液体	15	15	15	15	15	15	20/20	20	见GB 50074—2014第8.3节		15	15	25/19	30/23	25	20	30	15	45	20	40	20	—	15	—
19		丙类液体	15	11	15	11	15	11	20/15	15			15	11	20/10	25/12.5	20	10	20	10	30	15	30	15	—	12	—
20	桶装液体库房	甲B、乙类液体	12	12	12	12	15/11	11	8/8	8	15	15	12	12	15/7.5	20/10	20	15	20	12	40	15	30	15	5	12	10
21		丙类液体	12	9	12	10	15/11	8	8/8	8	15	11	12	10	10/5	15/7.5	15	10	10	10	25	10	20	10	5	10	10
22	隔油池	150m³及以下	15/7.5	10/5	20//10	15/7.5	20/15	15/7.5	25/19	20/10	25/19	20/10	15/7.5	10/5	—	—	20/15	15/11	20/15	15/11	30/23	15/7.5	30/23	15/11	10/5	15/7.5	10
23		150m³以上	20/10	15/7.5	25/12.5	20/10	25/19	20/10	30/23	25/12.5	30/23	25/12.5	20/10	15/7.5	—	—	25/19	20/15	30/23	20/15	40/30	20/10	40/30	20/15	10/5	15/7.5	10

注 1. 表中 V 指储罐单罐容量，单位为m³。
2. 序号14中，分子数字为未采用油气回收设施的汽车罐车装卸设施与建（构）筑物或设施的防火距离，分母数字为采用油气回收设施的汽车罐车装卸设施与建（构）筑物或设施的防火距离。
3. 序号16中，分子数字为用于装车作业的铁路线与建（构）筑物或设施的防火距离，分母数字为采用油气回收设施的铁路罐车装卸设施或仅用于卸车作业的铁路线与建（构）筑物的防火距离。
4. 序号14与序号16相交数字的分母，仅适用于相邻装车设施均采用油气回收设施的情况。
5. 序号22、23中的隔油池，系指设置在罐组防火堤外的隔油池。其中分母数字为有盖板的密闭式隔油池与建（构）筑物或设施的防火距离，分子数字为无盖板的隔油池与建（构）筑物或设施的防火距离。
6. 罐组专用变配电间和机柜间与石油库内各建（构）筑物或设施的防火距离，应与易燃和可燃液体泵房相同，但变配电间和机柜间的门窗应位于易燃液体设备的爆炸危险区域之外。
7. 焚烧式可燃气体回收装置应按有明火及散发火花的建（构）筑物及地点执行，其他形式的可燃气体回收处理装置应按甲、乙类液体泵房执行。
8. Ⅰ、Ⅱ级毒性液体的储罐、设备和设施与石油库内其他建（构）筑物、设施之间的防火距离，应按相应火灾危险性类别在本表规定的基础上增加30%。
9. “—”表示没有防火距离要求。

三、油罐区典型布置

燃油储存区油罐一般安装 2 台立式钢质拱顶油罐。罐区四周设置围堤；进、出罐区的管道为跨越方式布线。堤外布置了油罐管道母管区，管线置于低支墩上，便于管理及维护。油管道均在堤内、外设置了双道阀门，利于运行操作及事故处理。油堤内的地面设有坡度组织排水，并在低处设有集水坑。油罐区典型布置示意图如图 25-1 所示。

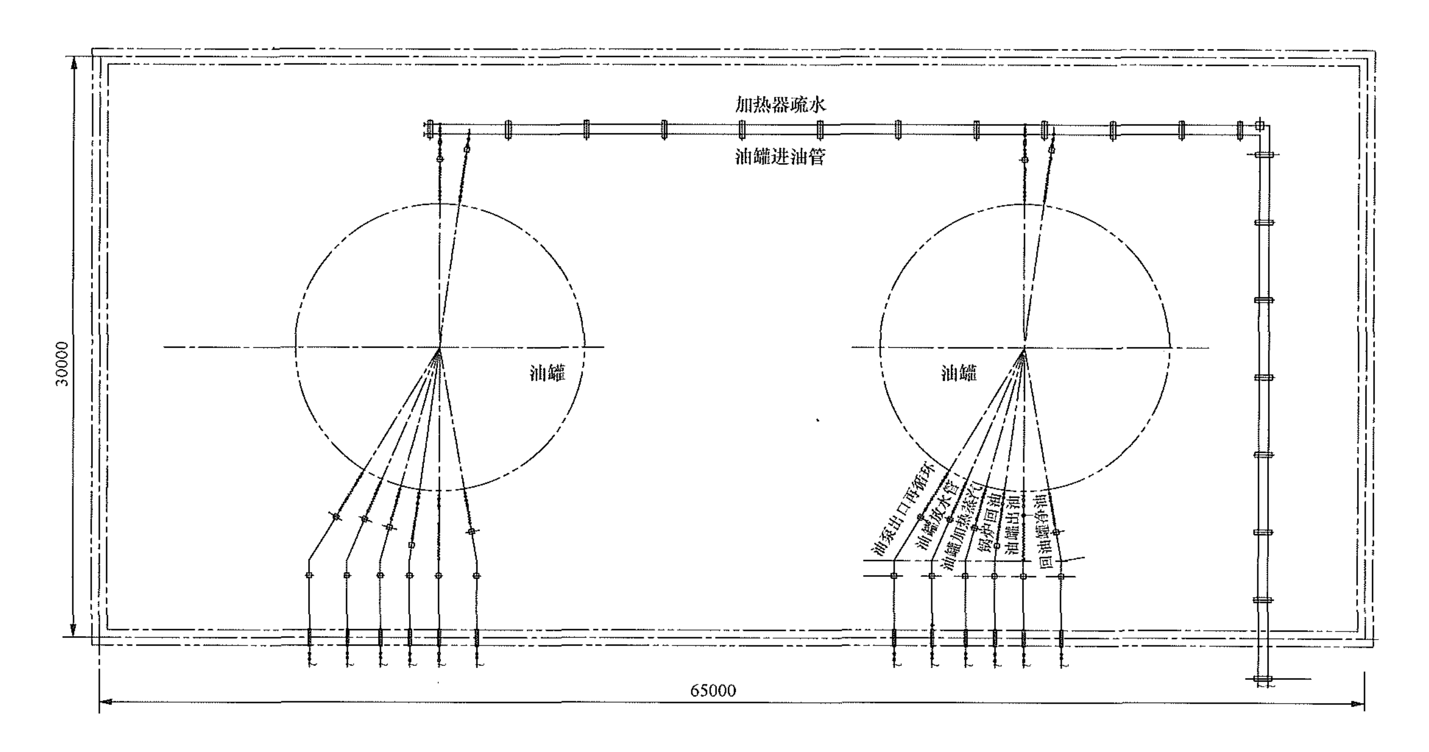


图 25-1 油罐区典型布置示意图

四、油罐区的其他布置要求

（1）油罐的出油接口法兰应高于罐底 300～400mm。油罐底部应有排水、排污管接口。油罐基础沉降稳定后，基础边缘上表面应高出地面不小于 300mm。

（2）地面和半地下油罐（组）周围设防火堤。防火堤内布置同类火灾危险性的油罐。油罐组所设防火堤必须是闭合的，隔堤与防火堤也必须闭合。防火堤内的有效容积不应小于固定顶油罐组内一个最大油罐的容量或浮顶油罐组内一个最大油罐容量的一半。

（3）立式油罐组的防火堤高宜为 1.0～2.2m，设计高度应比计算高度增加 0.2m 的裕度。隔堤高度比防火堤低 0.2～0.3m。

（4）防火堤内的排水沟穿越防火堤时应采用管道连接，并且该管道在堤外设置隔离阀和阻火措施。防火堤的人行踏步不少于两处。

第三节 油泵房布置设计

一、油泵房典型布置

油泵房一般安装 3 台 50%多级离心式电动供油泵和 2 台 100%螺杆式卸油泵。供油泵 2 台运行 1 台备用，卸油泵 1 台运行 1 台备用。泵前设有细滤油器，保证了油的洁净和油泵的安全。油泵房一般还设有油水分离器，可将油罐排出的含油污水经处理后达标排放。泵房考虑检修场地，泵房顶部设有吊车方便检修。油泵房的所有设备都要求防爆防静电。油泵房典型布置示意图如图 25-2 所示。

二、油泵房布置要求

油泵房布置的相关要求如下。

（1）油泵房按功能分区，应设置油泵区、电气控制室和辅助间。油泵区内需考虑检修场地。

（2）对于燃煤和燃油锅炉发电厂，供油泵和燃油加热器、燃油冷却器宜集中靠近油罐区布置。

（3）对于燃气轮机和柴油机发电厂，当日用油罐与储油罐在一个油罐区内时，转运泵、供油泵、油处理装置等设备宜集中布置在一座泵房内。

（4）泵房的布置宜采用地上式，地上布置时其地面宜高出周围地坪 200mm 以上。其建筑形式应根据输送介质的特点、运行工况及当地气象条件等综合考虑确定，可采用房间式或棚式（泵棚），并考虑检修场地。

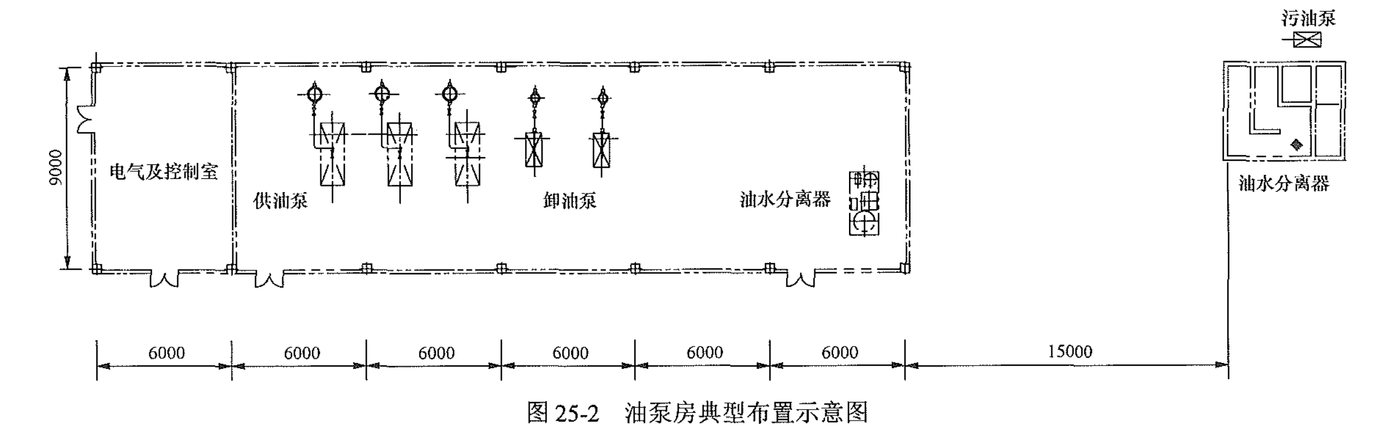


图 25-2　油泵房典型布置示意图

（5）油泵房内油泵单排布置时，油泵或电动机端部至墙壁（或柱壁）的净距不宜小于 1.5m。

（6）相邻油泵机座之间的净距，不应小于较大油泵机座宽度的 1.5 倍。

（7）油泵房中油泵中心宜低于油罐底部标高。

（8）油泵基础宜环绕冲洗管沟，管沟内的污油通过管道或沟道排至污油坑内，再通过污油处理装置进行处理。

（9）油泵房内的管道布置应整齐、美观，满足工艺流程和检修维护的要求。管道上与阀门、设备等连接处宜采用法兰连接，经常需检修拆卸的法兰下部应留有足够空间，便于检修时放置收纳管道内剩余燃油的容器。

（10）油泵房内应设置检修起吊设施，方便油泵及电机的检修、维护。检修起吊装置宜采用手动装置；若采用电动起吊装置，应采用防爆型电动机。

（11）输油泵宜集中靠近储油罐布置。

（12）在炎热地区，油泵房可采用半露天布置。

（13）油泵房应设置必要的泄放设施，安装通风设备和可燃气体报警器，及时排除可燃气体。

第四节　燃油系统管道布置及吹扫

燃油系统管道布置及吹扫的相关要求如下。

（1）燃油管道宜架空布置。当条件受限制时，厂内可采用地沟敷设，应采用防止燃油和燃油蒸汽在管沟内聚集的措施，并在进出泵房及厂房等各处密封隔断。管沟内的污水应经过水封井排到污油污水处理设施。蒸汽管道不应与甲、乙、丙 A 类燃油管道敷设在同一条管沟内。

（2）燃油管道不宜布置在热力管道的正上方。

（3）当燃油管道布置在综合管架上时，燃油管道不应布置在电缆桥架、热力管道的上方。

（4）燃油管道不应穿越有运行人员活动的密闭空间。

（5）与油罐相连的油管。应设带法兰的金属软管或金属补偿器与油罐连接。

（6）卸油母管和供油母管布置在油罐防火堤外。进出油堤的各类管线宜从防火堤顶跨越。防火堤内管道外壁离地净空不小于 200mm。

（7）燃油系统中的热力管道充分利用管道本身柔性来补偿管道的热膨胀，也可在管道布置中设 π 型弯提高补偿性能，不宜采用补偿器进行补偿。

（8）燃油管道应在最高点设置放气管，在最低部位设置排油管，排油出口离地面应有一定的高度，不应把污油直接排入地沟或全厂排水系统。

（9）露天布置的燃油管道，其放油管和放空气管的一次阀门前管段应尽量缩短，以防凝油堵管。

（10）燃油管道应设置坡度，轻柴油管道为 0.003，重油管道为 0.004，当燃油管道较长时，可以根据管道布置采用不同的坡向分段放坡，在每个坡向的管段的最低部位应设置排油管。

（11）锅炉供油母管上手动快速切断阀采用明杆阀门。阀门的门杆平放或者向下放置。阀门有两个以上的到达通道。

（12）炉前燃油母管及至各燃烧器的支管布置应充分考虑锅炉本体膨胀量的补偿，燃油阀门组布置在便于操作的平台上。

（13）燃油管道阀门垫片应选用耐油垫片，严禁使用塑料垫片、橡皮垫片和石棉垫片。

（14）燃油管道支吊架可按汽水管道支吊架典型设计手册选用，燃油管道的支吊架管部宜采用管夹式结构，不宜采用焊接吊板。

（15）燃油系统的下列燃油管道和设备应设置吹扫系统：

1）燃油系统停运之后，管道和设备内会长期积存燃油的部位。

2）需要检修的管段和设备。

3）油燃烧器与其入口快关阀之间的管道。

（16）靠近油燃烧器之前的燃油管道和设备内的残油，应吹入燃油使用设备内燃烧；其他燃油管道和设备内的残油吹入油罐或含油污水处理装置。

（17）燃油管道和设备的吹扫介质宜采用蒸汽。燃油管道采用蒸汽吹扫时，蒸汽温度应低于油品的自燃点，且不应超过 250℃，并应保证管内燃油不发生碳化变质。蒸汽压力宜为 0.6～1.3MPa。

（18）蒸汽吹扫管的管径应根据被吹扫燃油管道的燃油介质特性、管径、长度等因素确定，蒸汽吹扫管的管径按表 25-3 选用。

表 25-3　蒸汽吹扫管的管径　(mm)

燃油管道公称直径	吹扫管公称直径	
	燃油管道长度不大于 100m	燃油管道长度大于 100m
≤DN80	DN20	DN25
DN100～DN200	DN25	DN40
≥DN250	DN40	DN50

（19）燃油管道和设备宜采用固定式吹扫，对于不经常吹扫或事故备用时吹扫的管道和设备可采用半固定式吹扫。

（20）固定式吹扫接头不应安装在燃油设备或管道的低点。

（21）吹扫管应从蒸汽管道上部引出，并应从燃油管道上部与燃油管道成 30°～45°夹角且朝残油吹扫方向接入。吹扫管上的关断门应尽量靠近油管。

（22）燃油管道的最高点应设置放空管，最低点和死点应设置放净管。燃油管线上的设备应按照制造厂的要求及与设备连接管道的布置情况确定放空管和放净管的设置方案。

（23）燃油管道放净管的管径可按表 25-4 选用。燃油管道放空管的管径可按 DN20 设计。当燃油管道的放空管和放净管兼作设备的放空和放净之用时，其管径应按照设备要求确定。

表 25-4　燃油管道放净管的管径　(mm)

燃油管道公称直径	放净管公称直径
DN80	DN40
DN100～DN150	DN50
DN200～DN250	DN80
DN300～DN350	DN100
DN400～DN450	DN150

（24）燃油管道的放空和放净管上应设置关断阀，阀门数量应按下列规定选用：当根据油系统设计压力所选用的关断阀公称压力 p_N<4.0mm 时，放空和放净管上装设一个关断阀，如图 25-3 所示；当根据油系统设计压力所选用的关断阀公称压力 p_N≥4.0mm 时，放空和放净管上应串联装设两个关断阀，如图 25-4 所示。

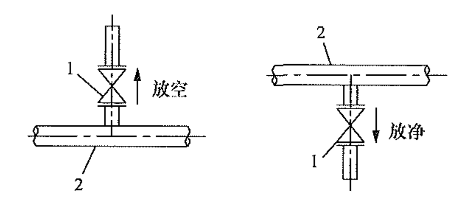


图 25-3　放空、放净管阀门（p_N<4.0mm）设置的典型示意图
1—关断阀；2—燃油管道

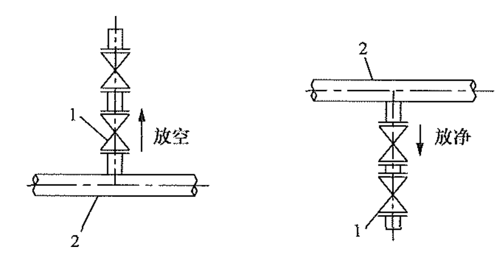


图 25-4　放空、放净管阀门（p_N≥4.0mm）设置的典型示意图
1—关断阀；2—燃油管道

第五节　燃油设备管道防雷接地

燃油设备管道防雷接地的要求如下。

（1）燃油管道和油罐等设备应进行防雷及接地设计。

（2）燃油系统的卸油设施、油罐等必须设置避雷装置和接地装置，以防雷击和静电。燃油管道、输油软管应设接地。

（3）布置的燃油管道应设置可靠的接地装置，每隔 20～25m 接地一次。净距小于 100mm 的平行管道，每隔 20m 用金属线跨桥，净距小于 100mm 的交叉管道也应设跨桥。不能保持良好电气接触的阀门、法兰等管件也应设跨桥。跨桥可采用直径不小于 8mm 的圆钢。

（4）油泵房的门外、油罐的上罐入口扶梯处、卸油作业区内操作平台的扶梯入口处、码头上下船的入口处设人体静电消除装置。

第 三 篇

主 要 辅 助 设 备



第二十六章

给　煤　机

给煤机是为磨煤机供给煤的设备。对于大型电站锅炉，不仅要求给煤机的出力能保证磨煤机出力的需要，而且还要求其具有良好的出力调节性能，并能连续、均匀地给煤。

第一节　给 煤 机 分 类

由于煤质、原煤粒度、制粉系统和磨煤机形式的不同，给煤机有多种形式，包括圆盘式、皮带式、皮带称重式、刮板式、链条式和电磁振动式等。

设计时应根据制粉系统的布置、锅炉负荷需要、给煤量调节性能、运行可靠性并结合计量要求选择给煤机。正压直吹式制粉系统的给煤机应具有良好的承压能力。给煤机的形式和台数按如下原则选择：

（1）对采用风扇磨煤机的直吹式制粉系统，宜选用可计量的刮板式给煤机。

（2）对采用中速磨煤机和双进双出钢球磨煤机的直吹式制粉系统，宜选用耐压称重式皮带给煤机。

（3）对采用钢球磨煤机的储仓式制粉系统，宜选用刮板式给煤机或皮带式给煤机。

（4）给煤机的台数应与磨煤机台数相匹配。配置双进双出钢球磨煤机的机组，一台磨煤机应配两台给煤机。

（5）循环流化床锅炉，根据锅炉厂要求的给煤点位置，结合主厂房布置，确定给煤机级数和给煤机形式。一般设置4条给煤线。

目前常用的给煤机有皮带称重式给煤机和刮板式给煤机，本章对于这两种给煤机进行详细的介绍和说明。

第二节　称 重 式 给 煤 机

一、工作原理和结构特点

称重式给煤机分为电子计量和机械计量两种，结构上基本相同，区别为分别称量煤流质量和煤流体积。称重式给煤机一般为密闭式给煤机，分上下两层，上层为输煤皮带、传动齿轮和计量装置；下层为刮板式清扫机，将皮带上落下的煤屑刮入落煤管，所有传动机构、传动带及计量装置全部封闭在罩壳内。

电子称重式给煤机具有输送连续称量的能力，煤从原煤斗通过煤闸门落入给煤机，被传动带输送至给煤机出口。电子称重式给煤机能够测量皮带长度上煤的质量和皮带带轮转速，通过乘法器得到给煤量的实际值。

电子称重式给煤机，能自动计量和调节给煤量，测量精度高，达±0.5%，并能给出断煤、出煤口堵煤信号；外壳和煤闸门能耐压 0.35MPa，密封性好、漏风小，适用性广。

电子称重式给煤机常用出力和皮带宽度表示型号。“NJG-100”型号的给煤机中，NJG 表示耐压计量给煤机，100 表示出力 100t/h；“EG-24”型号的给煤机中，EG 表示电子称重式给煤机，24 表示进煤口直径（皮带宽度）为 24in（1in=0.0254m）。

称重式给煤机一般布置在煤仓间的运转层。称重式给煤机的安装方式有采用地脚螺栓连接和直接焊接两种形式。而由于给煤机布置在运转层，不管采用混凝土结构的主厂房或者钢结构的主厂房，给煤机均布置在钢次梁范围内，重量最终传递至钢次梁。

现场由于土建钢次梁施工偏差较大，如果采用地脚螺栓连接，钢次梁上的开孔会同给煤机的地脚螺栓孔之间产生偏差，不易对齐。因此，当给煤机长度合适时，可以采用焊接连接方式，在楼板顶部预留埋件，给煤机的支脚同埋件之间采用焊接连接即可。

称重式给煤机主要检修部件包括驱动轮、称重辊、张紧轮和皮带等，典型的 24in（出力 60～80t/h）和 36in（出力 100～150t/h）给煤机检修空间图如图 26-1 和图 26-2 所示。

二、性能参数

电子称重式给煤机性能参数表见表 26-1，外形尺寸示意图如图 26-3 所示。EG 型给煤机性能参数见表 26-2，外形尺寸图如图 26-4 所示。

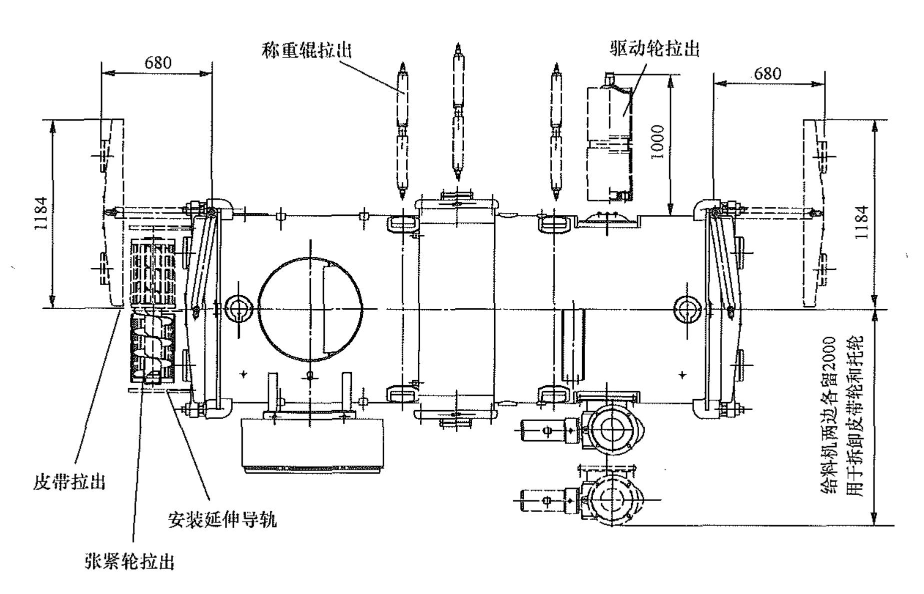


图 26-1　24in 称重式给煤机检修空间图

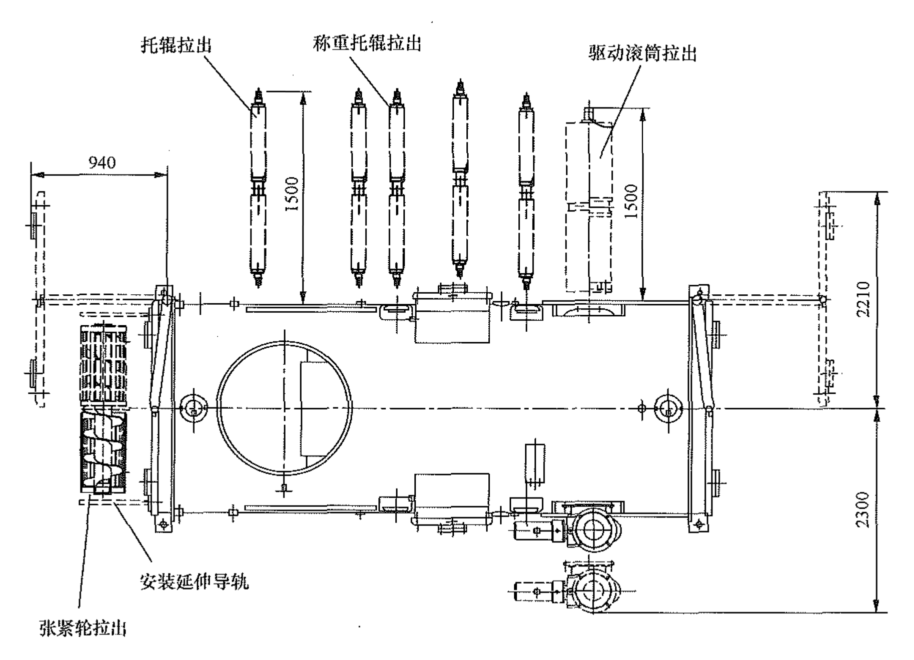


图 26-2　36in 称重式给煤机检修空间图

表 26-1　　　　　　　　　　　　电子称重式给煤机性能参数表

型号	参　数				
	出力 (t/h)	称重精度 (%)	控制精度 (%)	皮带宽度（推荐） (mm)	进料口尺寸（推荐） (mm)
□-20	2.5～20	±0.5	±1	650	ϕ457
□-40	5～40				
□-60	7.5～60	±0.5	±1	838	ϕ610
□-80	10～80				
□-120	15～120			1168	ϕ914

注　1. 最大出力指物料堆积密度为 0.8～1.0t/m^3，粒度小于 60mm，水分小于 15%情况下的生产能力。

2. 电子称重式给煤机型号用“□-数字”表示，□为给煤机型号代码，通常由给煤机制造厂制定；数字为给煤机的最大出力，单位为 t/h。

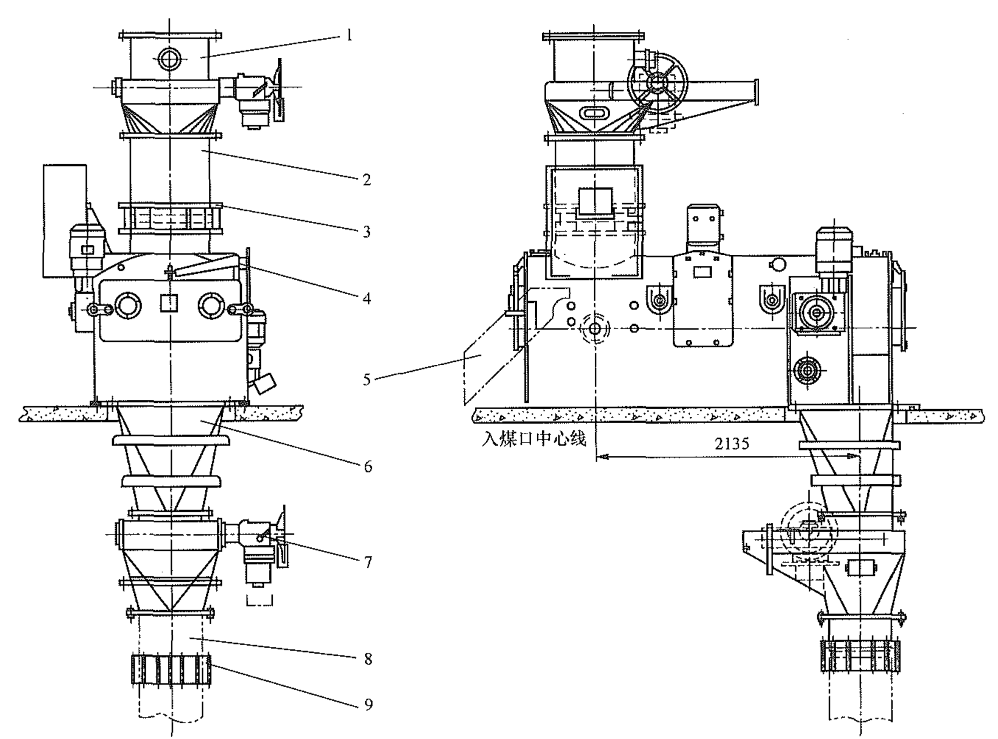


图 26-3　电子称重式给煤机外形尺寸示意图

1—入口煤闸门；2—上部落煤管；3—上可调连接节；4—称重式给煤机本体；5—反转卸煤槽；6—落煤斗；7—出口煤闸门；8—下部落煤管；9—下可调连接节

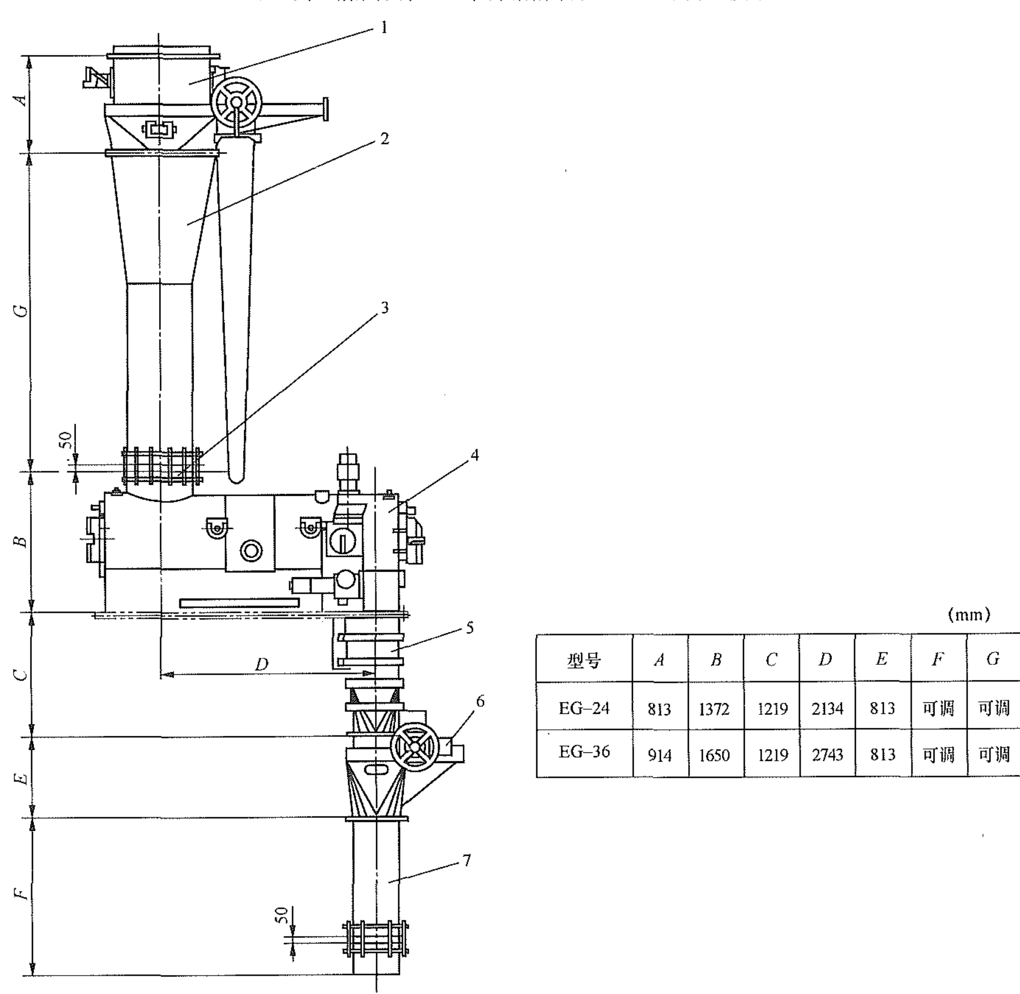


图 26-4　EG 型给煤机外形尺寸

1—进煤口煤闸门；2—落煤管（原煤仓与给煤机之间）；3—可调连接节；4—给煤机主体；5—落煤斗；6—出煤口煤闸门；7—落煤管（给煤机与磨煤机之间）

(mm)

型号	A	B	C	D	E	F	G
EG-24	813	1372	1219	2134	813	可调	可调
EG-36	914	1650	1219	2743	813	可调	可调

表 26-2 EG 型给煤机性能参数表

名称	型号	
	EG-24	EG-36
进煤口尺寸	24in（ϕ610）	36in（ϕ914）
出力（t/h）	10～100	25～200
胶带上煤宽度	24in（610mm）	36in（914mm）
胶带上煤厚度	7in（178mm）	9in（229mm）
计量精度（%）	±0.5	±0.5
标准给煤距离①	2134mm	2734mm

① 给煤距离可以根据用户要求加长或缩短。

三、主要技术规范

（一）参数要求

在称重式给煤机编制规范书时，应提供表 26-3 的原始数据：

表 26-3 称重式给煤机选型原始参数

序号	项目	数据
1	工程概况	建设规模、进度、给煤机数量
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR 工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式、磨煤机数量
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	
3.2	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数
3.3	安装运行条件	室内、运转层布置
4	主要技术参数	
4.1	出力要求	最大连续出力
4.2	接口尺寸要求	给煤距离（给煤机进、出煤口中心线距离），进/出口煤闸门与煤仓出口的接口标高；煤仓出口尺寸、磨煤机落煤管接口尺寸

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）出力调节范围：______～______t/h（10%最大出力至最大出力）。

（2）给煤机计量精度：±0.25%。

（3）给煤机控制精度：±0.5%。

（4）噪声（距离给煤机壳体处 1m）：≤80dB（A）。

（5）皮带寿命：≥30000h。

（三）主要设计要求

（1）给煤机整机寿命不低于 30 年。

（2）给煤机能实现连续均匀地给煤、称重准确可靠，并根据锅炉燃烧控制系统的要求，无级、快速、准确调节给煤机出力，使实际给煤量与锅炉负荷相匹配。

（3）给煤机计量精度：±0.25%。

（4）给煤机控制精度：±0.5%。

（5）整机无故障运行 10000h 以上。

（6）给煤机抗爆能力按 0.35MPa 设计。

（7）给煤机应有容积计量功能，当电子称重系统故障时，可以转为容积计量方式，并发出警报信号。

（8）结构要求/系统配置要求：

1）给煤机壳体、进出口闸板门、进出口落煤管、可调联接器均为耐压设计，耐压等级 0.35MPa。

2）密封风应均匀可调，有效防止磨煤机内的热风粉返上，同时避免吹落胶带上的给煤。

3）机体上应设置合理的观察窗，内有隔爆式照明灯，以便观察设备的运行情况，应装有吹扫用压缩空气的接口短管（ϕ1/2in），同时装有雨刮式清扫装置。观察窗应保证密封性能良好，不漏粉。

4）输煤机构：主驱动滚筒应具有防滑功能；被动滚筒应具有自洁功能；胶带张紧装置应调节可靠、方便，使胶带保持张力恒定，保证计量准确；给煤机应采取有效地胶带防跑偏措施。

（9）给煤机应具备断煤、堵煤及给煤不足等监测报警功能。

（10）给煤机下机体应设有清扫装置。

（11）与煤流接触的所有部件材质均采用不锈钢（06Cr19Ni10）。

（12）进、出口煤闸门能实现手动、自动启闭，动作灵活、可靠、严密不外漏，并具有阀位指示。

（13）给煤机发生堵煤故障时，应具有反转卸煤功能。

（14）给煤机胶带应保证不小于 30000h 的使用寿命。

（15）给煤机进口应装设长度为 1000mm，带有可拆卸法兰的直段。

（16）给煤机应能从侧部检修、更换胶带。对于 CFB 锅炉，还包括膨胀节等。

（17）称重计量装置（称重传感器、速度传感器、称重托辊等）采用可靠产品。

第三节　刮板式给煤机

一、工作原理和结构特点

刮板式给煤机可分为普通型和埋刮板型两种，主要特点是结构简单、体积小，密封性好、可长距离输送。另外，煤斗容量较大，对防止煤斗口的堵塞有利。

普通型刮板给煤机主要由电动机、变速箱、前后轴、链条、刮板及外壳组成，由双链条带动平刮板来推送燃料，该类给煤机对大块煤和木块较敏感。

埋刮板型给煤机为单链条结构，由刮板、链条和外壳组成。刮板由“一”字形、“T”形、“U”形圆钢或其他型钢构成，固定在链条上。原理是利用埋入煤中的链条和刮板对煤粒体驱加压力，促使煤粒之间的摩擦力大于煤和壳壁的外摩擦力，从而形成煤粒体的连续流动。埋刮板给煤机允许的倾斜角度为0°～20°。

埋刮板型给煤机的处理的调节由改变煤层厚度或改变驱动电动机的转速来实现。目前已有MG、MGF、MSD系列埋刮板型给煤机。对于MG系列的埋刮板型给煤机，型号用“MG-XX（A）”表示，其中MG表示埋刮板型给煤机，后边的两位数字表示出力。()中A表示垂直出轴减速机，无字母为圆柱齿轮减速机。

埋刮板给煤机多用于中间储仓式制粉系统和循环流化床锅炉。埋刮板式给煤机常见问题有：链条跑偏；断链；浮链。两年大修一次。大修时埋刮板给煤机的全部零件都应拆除清理，更换磨损零件。

二、性能参数

埋刮式给煤机相关要求见DL/T 708—2014《埋刮板给煤机》。其中MG埋刮板式给煤机性能参数见表26-4，MG埋刮板式给煤机外形结构如图26-5所示。

表26-4　　MG埋刮板式给煤机性能参数表

型号	参　数							
	额定生产能力（t/h）	生产能力（t/h）	进煤口尺寸（mm×mm）	出煤口尺寸（mm）	链条速度（m/s）	给煤距离（m）	电动机功率（kW）	倾斜角度（°）
□-20	20	5～35	420×620	ϕ430	0.028～0.112	1.5～24	4～7.5	0～20
□-40	40	9～62	520×720	ϕ530	0.039～0.18	1.5～27	5.5～15	0～20
□-60	60	9～74	520×720	ϕ530	0.039～0.18	1.5～27	5.5～15	0～20
□-80	80	25～90	720×720	ϕ720	0.044～0.185	1.5～27	7.5～22	0～20
□-100	100	34～110	720×720	ϕ720	0.044～0.185	1.5～27	7.5～22	0～20
□-120	120	40～140	820×820	ϕ720	0.044～0.21	1.5～27	11～22	0～20

注　额定生产能力是指入煤的堆积密度为0.8～1t/m³、粒度小于60mm、全水分小于15%时的给煤量；给煤距离可根据用户需求选定。

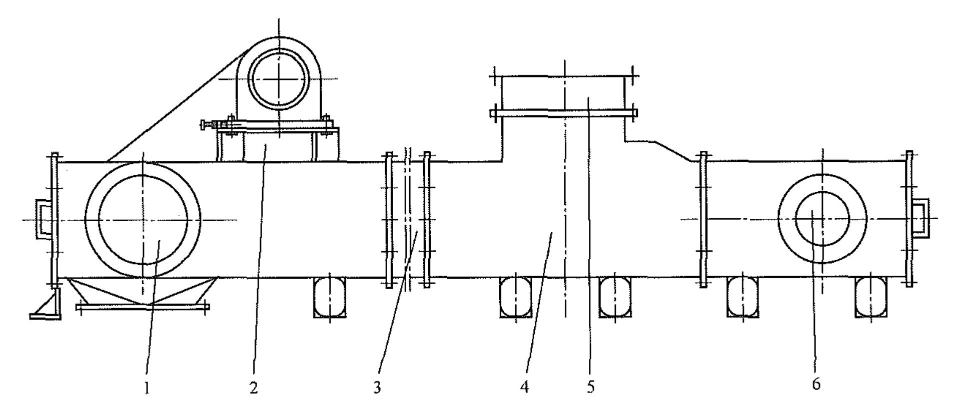


图26-5　MG埋刮板式给煤机外形结构

1—头部箱体；2—驱动装置；3—中间箱体；4—进煤口箱体；5—煤闸门；6—尾部箱体

三、主要技术规范

（一）参数要求

在刮板式给煤机编制规范书时，应提供表26-5的原始数据。

表 26-5　刮板式给煤机选型原始参数

序号	项目	数　据
1	工程概况	建设规模、进度、给煤机数量
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR 工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	
3.2	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数
3.3	安装运行条件	室内、运转层布置、对称或顺列
4	主要技术参数	
4.1	出力要求	最大连续出力
4.2	接口尺寸要求	给煤距离（给煤机进、出煤口中心线距离），煤仓出口的接口标高；煤仓出口尺寸

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）出力调节范围：________～________t/h。

（2）噪声（距离给煤机壳体处 1m）：≤80dB（A）。

（3）刮板链条的运行寿命：≥25000h。

（三）主要设计要求

（1）给煤机整机寿命不低于 30 年。

（2）给煤机能实现连续不断、均匀地给煤，并根据锅炉燃烧控制系统的要求，能准确调节给煤机出力，使实际给煤量与锅炉负荷相匹配。

（3）刮板链条的运行寿命不应低于 25000h。

（4）单排链条的强度极限值不低于 1200kN。

（5）给煤机负载启动时链条的安全系数不低于 12 倍。

（6）对所采购的若干台具有相同特性的给煤机，给煤机的部件及备件应是可以互换的。

（7）结构要求（对给煤机制造的基本要求）/系统配置要求：

1）给煤机应具有运行可靠，不易卡、堵，调节灵活方便，密封性好等特点。

2）给煤机进口应设置可靠的手动煤闸门，其闸门壳体用 12mm 不锈钢制造，煤闸门开关采用中间插辊方式。

3）刮板链条是埋刮板给煤机的核心部件。刮板链条的链杆及刮板均采用锻造而成。且需表面处理，应具有较高的表面耐磨性，又具有较好的心部韧性、耐磨性好、强度高等特点。

4）刮板链条应采用单排 T 形链（或其他形式链条），间隔装配应有防漂刮板，防止返料和尾部积料。

5）给煤机应采取防止浮链措施。

6）刮板链条应自动对中，防止跑偏与壳体擦碰。

7）给煤机头部是设备驱动受力部件，应采用盘根密封，头轴材料采用合金钢（40Cr），头轮采用剖分式结构，分为轮毂和齿片，互换性好，轮毂与齿片采用高强度螺栓联接，齿片工作面应经表面淬火，硬度不低于 HB228。

8）给煤机的中间段应设为密封防尘结构，能满足水冲洗的要求。

9）整机应采用双重密封，防止煤粒外漏。

10）给煤机的头、尾部应设有检查孔，以便于检修及运行维护。

11）给煤机尾部张紧应采用丝杠张紧。

12）所有轴承和驱动部分应保证严密不漏油，并设有加油装置。

13）给煤机应为连续运行，在事故情况下，能满载启动和负载停车。

14）给煤机正常运转时，距给煤机一米处其噪声值不得超过 85dB（A）。

15）给煤机应装设堵煤报警开关。

16）给煤机应装设有断链、脱链、报警开关。

17）给煤机应装设断煤报警开关。

18）给煤机应可以实现电动机的过电流、过电压、欠电压、过载以及短路保护。要求采用保险销的保护方式。

19）给煤机采取上刮方式。

20）箱体中隔板及底板采用厚度 16mm 不锈钢板（0Cr18Ni9），连接方式采用带榫螺栓连接，螺栓采用沉头螺栓，便于拆装。

21）箱体两侧板采用 16mm 厚 Q345 钢板。

22）进出煤管采用厚度 12mm 不锈钢板（06Cr19Ni10）制造，出煤管高度参考尺寸为 200mm。

23）给煤机减速机采用硬齿面圆柱直齿的减速方式。其电动机要求采用变频方式，电动机和减速机采用直连方式。

24）给煤机下料斗端应设有便于开关的检查门，用于磨煤机加钢球。

25）箱体上部两端应设有检查门。

26）箱体上部应设有控制煤层厚度的装置。

第二十七章

磨 煤 机

第一节 磨煤机分类

磨煤机是把大颗粒煤破碎、碾磨成煤粉的设备，煤在磨煤机中被磨制成煤粉，主要是通过压碎、击碎和研碎三种方式，以何种方式为主，视磨煤机的类型而定。由于碾磨机理和结构不同，磨煤机的类型很多，按磨煤机工作部件的转速可分为如下三类：转速16～25r/min，属于低速磨煤机；转速45～300r/min，属于中速磨煤机；转速300～1500r/min，属于高速磨煤机。我国常见磨煤机分类见表27-1。

表27-1 我国常见磨煤机分类

序号	名称	分类	常见类型	备注
1	钢球磨煤机	低速磨煤机	MTZ（DTM）	
2	双进双出钢球磨煤机		BBD、D、SVEDALA	
3	碗式磨煤机	中速磨煤机	RP、HP、SM、IHI-VS	
4	轮式磨煤机		MPS、ZGM、MP、MPS-HP-Ⅱ、MBF	
5	球环磨煤机		E（或ZQM）	
6	平盘磨煤机		LM	
7	风扇磨煤机	高速磨煤机	S（或FM）、N、MB、DGS	

第二节 钢球磨煤机

单进单出磨煤机按筒体出口部分的不同形状可分为圆柱形MTZ（DTM）和锥形（SZM）两种，两者的基本特点基本相同，现在已不再采用锥形磨煤机。

钢球磨煤机分为单进单出钢球磨煤机和双进双出钢球磨煤机。单进单出磨煤机中原煤和干燥介质同时从筒体一端进入，而被碾磨过的煤粉随着气流从另一端送出。磨煤机具有单独的粗粉回路，不合格的粗粉返回磨煤机内重磨。双进双出钢球磨煤机的说明见本章第三节。

本章节主要介绍MTZ（DTM，圆柱形）单进单出磨煤机。

一、工作原理和结构特点

1. 工作原理

钢球磨煤机简称球磨机，其工作原理是：煤和钢球都在筒体内，电动机通过变速箱驱动筒体旋转，筒体转动时筒体内壁具有一定形状的护甲将钢球带到一定高度后以抛物线轨迹落下，将煤击碎。另外，煤还受到钢球间的挤压、摩擦研磨及钢球与护甲间的碾压等作用。筒体内煤粉干燥与磨煤同时进行，磨制过的煤粉由干燥气流从筒体内带走，其流速一般为1～3m。

低速钢球磨煤机的特点是可以磨制其他磨煤机不宜磨制的任何煤种，并可以获得较细的煤粉，对煤中的杂物不敏感，容腔大，磨内存粉多，停止给煤后供粉可延迟；其缺点是占地大、设备多、投资大、单位

电耗高、噪声大和控制灵活性差。

2. 结构特点

MTZ 磨煤机型号的含义：MTZ3560，MTZ 是磨煤机、筒式、中储式的拼音首字母简写；35 表示直径为 35dm；60 表示长度为 60dm。DTM350/700 型号磨煤机，DTM 是低速、筒式、磨煤机的拼音的首字母简写；350 表示直径为 350cm；700 表示长度为 700cm。其中，单进单出磨煤机直径以钢瓦波纹的中心线计，长度是指圆筒部分的内部尺寸。

单进单出球磨机主要由进出料部、主轴承部、传动部、转动部、减速部、电动机、稀油站等组成，对于直径不大于 2900mm 大中型磨煤机都加装有慢速驱动装置，并根据需求可加设大齿圈喷雾润滑装置、隔音罩，主减速机可配成硬齿面减速机，主轴承为静动压润滑等。MTZ 型单进单出球磨机外形结构示意图如图 27-1 所示。

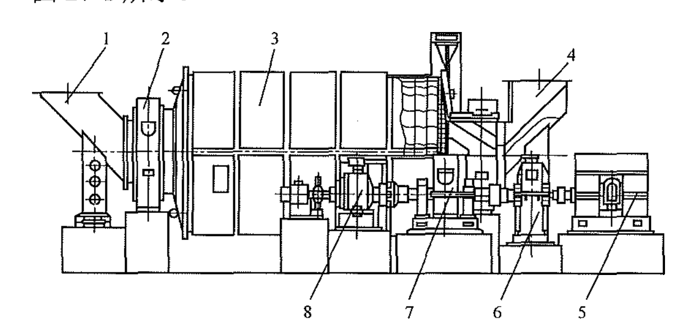


图 27-1　MTZ 型单进单出球磨机外形结构示意图

1—出料部；2—主轴承部；3—转动部；4—进料部；5—电动机；6—减速机；7—传动部；8—慢速驱动装置

二、性能参数

MTZ 型单进单出磨煤机性能参数见表 27-2。

表 27-2　MTZ 型单进单出球磨机性能参数表

序号	型号	容积（m^3）	基本出力（t/h）	工作转速（r/min）	最大装球量（t）	充填率 ϕ	电动机	
							型号	功率（kW）
1	MTZ1725	5.67	3	24.5	7.5	0.270	JS125-8	95
2	MTZ2126	9.00	4	22.82	10	0.227	YTM355-8	160
3	MTZ2133	11.42	6	22.82	13	0.232	YTM355-8	200
4	MTZ2532	15.70	8	20.63 20.77	18	0.234	YTM450-1-8	280
5	MTZ2539	19.13	10	20.63 20.77	22	0.235	YTM450-2-8	315
6	MTZ2935	23.11	12	19.34	26	0.230	YTM500-1-8	400
7	MTZ2941	27.07	14	19.34	30	0.226	YTM500-2-8	500
8	MTZ2947	31.03	16	19.34	35	0.230	YTM500-3-8	560
9	MTZ3247	37.78	20	18.52	40	0.216	YTM500-1-6	710
10	MTZ3258	46.62	25	18.46	55	0.241	YTM500-2-6	900
11	MTZ3560	57.70	30	17.57	59	0.210	YTM630-1-6	1000
12	MTZ3570	67.31	35	17.57	69	0.210	YTM630-2-6	1120
13	MTZ3865	73.68	40	17.0	75	0.208	YTM800-1-10	1250
14	MTZ3872	81.61	45	17.0	90	0.225	YTM800-2-10	1400
15	MTZ3879	89.55	50	17.0	95	0.217	YTM800-3-10	1600
16	MTZ3886	97.48	55	17.0	105	0.220	YTM800-4-10	1800

注　1. 表中基本出力系指 BTN 可磨性指数 K_{VTI}=1.0、原煤全水分 M_t=7%、给料粒度 0～25mm、煤粉细度 R_{90}=8%。

2. 在最大装球量及碾磨件为新状态时的基本出力。

三、主要技术规范

（一）参数要求

在磨煤机编制规范书时，应提供以下原始数据，见表 27-3。

表 27-3　　　　磨煤机选型原始参数

序号	项目	数 据
1	工程概况	建设规模、进度、磨煤机数量
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR 工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、炉膛出口过量空气系数、锅炉运行方式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式、点火方式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式、煤粉细度要求（设计煤种和校核煤种）
2.3	给煤机	形式、数量、最大连续给煤量
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	气压、气温、相对湿度、积雪、风速等
3.2	地震烈度	
3.3	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数
3.4	防爆蒸汽参数	压力、温度
3.5	冷却水参数	压力、温度（最高温度）
3.6	安装运行条件	室内、零米布置、对称布置
4	主要技术参数	
4.1	冷、热风温度	空气预热器出口一次风温
4.2	磨煤机出口介质温度	
4.3	容量和能力	台数、裕量要求、最小出力要求等

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）在磨制设计煤种时，煤粉细度按要求时，单台磨煤机保证出力：

实际钢球装载量时：________t/h；

最佳钢球装载量时：________t/h；

最大钢球装载量时：________t/h。

（2）电耗：________kWh/t（最大钢球装载量）；________kWh/t（最佳钢球装载量）。

（3）噪声（距磨煤机隔声罩 1m 处噪声）：≤85dB（A）。

（4）顶起装置。

（5）筛球装置。

（6）大齿轮喷射润滑装置。

（7）配套电控设备。

（8）专用工具。

（9）备品备件。

（三）主要设计要求

（1）钢球磨煤机整机（不含易损件寿命）寿命不低于 30 年。

（2）满足基本设计参数，并在给定的运行条件下长期正常运行。

（3）磨煤机在正常运行条件下，满足以下要求：

1）磨煤机衬板的使用寿命不少于 2 个大修期，使用无螺栓衬板。

2）磨煤机无故障工作时间不小于 8000h；第一次大修前工作总时间不小于 30000h。

3）磨煤机运行平稳，底板振动（双振幅）小于 0.05mm。

4）距磨煤机外壳 1m 处噪声值不大于 85dB（A）。

5）螺旋管寿命至少满足一个大修期。

6）轴瓦使用寿命不低于 50000h。

7）大/小齿轮使用寿命不低于 100000/35000h。

8）减速机小齿轮使用寿命满足 50000h，大齿轮使用寿命满足 80000h。

（4）磨煤机的设计应能承受 0.35MPa 的爆破压力。

（5）同一机组若干台相同特性的磨煤机，部件及备件是可以互换的。

（6）结构要求（对磨煤机制造的基本要求）/系统配置要求：

1）磨煤机的连接部位采取成熟可靠的密封，在正确使用的情况下保证在运行过程中不漏粉。

2）磨煤机传动部件及电动机满足磨煤机最大装球量情况下安全启动。

3）磨煤机筒体部分应设隔声和保温装置，隔声罩应留有通道门，并应充分考虑磨煤机检修维护的方便。

4）磨煤机主轴油封、粉封应采取成熟可靠的密封形式，保证运行过程中无渗油、漏粉现象。

5）筒体。筒体的焊缝均应满足焊接标准。在整个焊接组件加工完和在最终加工前应进行热处理。耳轴加工应保证两端耳轴的同心度，为保证磨煤机质量，筒体应整体运输到现场，并采取措施，防止运输过程中变形。

6）主轴承上应安装有测温元件。轴承的动、静部分应有良好的密封，防止煤粉向外泄漏。

7）衬板（包括滚筒、端盖衬板）材料采用高铬耐磨衬板，衬板的寿命至少必须满足电厂的 2 个大修期。衬板与筒体的连接部位应可靠、密封，不漏粉。

8）大齿轮应带有护罩，护罩可以是分段的，但结合面的密封要好。护罩上应留有润滑油接口、清扫孔、排放孔和观察孔。

9）磨煤机所有的齿轮和联轴器处均应提供保护罩，该保护装置是封闭的和可拆卸的。

10）磨煤机大齿轮、端盖应进行整体人工时效处理，消除内应力。

11）大齿轮齿面硬度 208HB～269HB，直齿渐开线齿形。大模数设计可保证具有足够的抗弯强度和齿面接触强度，齿轮传动运行可靠。

12）小齿轮齿面硬度 249HB～302HB，直齿渐开线齿形。

13）主轴承冷却采用埋入铜管结构，轴承箱内进出水管用金属软管连接。

（7）电动机应满足高压电动机的要求。

（8）油系统应满足油站的基本要求。

（9）大齿轮喷射润滑装置的基本要求。

（10）配置的减速机，采用硬齿面齿轮及耐磨型轴承，保证不漏油。

（11）磨煤机按每磨配置 1 台链式盘车装置。

（12）每炉磨煤机提供 1 套电动筛球装置。

（13）为满足磨煤机检修要求，每炉磨煤机提供 1 套液压顶起装置。

第三节　双进双出钢球磨煤机

双进双出钢球磨煤机包括 BBD、D 和 SVEDALA 型磨煤机。本手册主要介绍目前应用较多的 BBD 型双进双出钢球磨煤机，对于其他的磨煤机仅列出性能参数。

一、工作原理和结构特点

1. 工作原理

双进双出钢球磨煤机是从单进单出钢球磨煤机基础上发展起来的一种制粉设备，两端皆能进煤和出粉，双进双出磨煤机包括两个非常对称的研磨回路：

原煤通过给煤机从原煤斗卸下进入混料箱内，经旁路风预干燥后，通过落煤管落到分离器底部，靠螺旋输送装置的旋转运动将煤送入正在旋转的筒体内。磨煤机由主电机经减速器及开式齿轮传动带动筒体旋转。在筒体内装有一定量研磨钢球，通过筒体的旋转运动将钢球提升到一定高度，钢球在自由泻落和抛落过程中对煤进行撞击和摩擦，直至将煤研磨成煤粉。

因为这两个回路是对称而彼此独立的回路，具体操作时可使用其中一个或同时使用两个回路。在低负荷运行状态下，可实现半磨运行。

双进双出钢球磨煤机风粉流程示意图如图 27-2 所示。

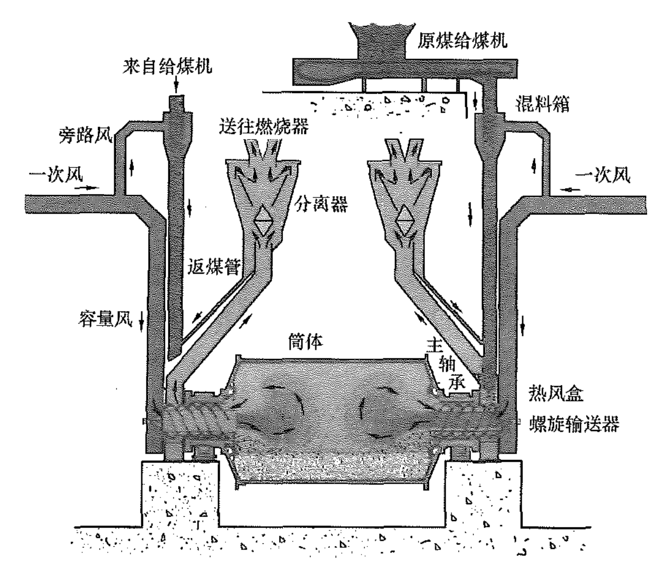


图 27-2　双进双出钢球磨煤机风粉流程示意图

2. 结构特点

BBD 表示双进双出钢球磨煤机，40 表示直径为 40dm，60 表示长度为 60dm。也有部分磨煤机厂型号记为 MGS，比如 MGS4060。

双进双出钢球磨煤机主要由回转部分、螺旋输送器、主轴承、传动部分、混煤箱、分离器及其接管、返煤管、加球装置、隔声罩等组成。

BBD 双进双出钢球磨煤机安装尺寸代码如图 27-3 和表 27-4 所示。

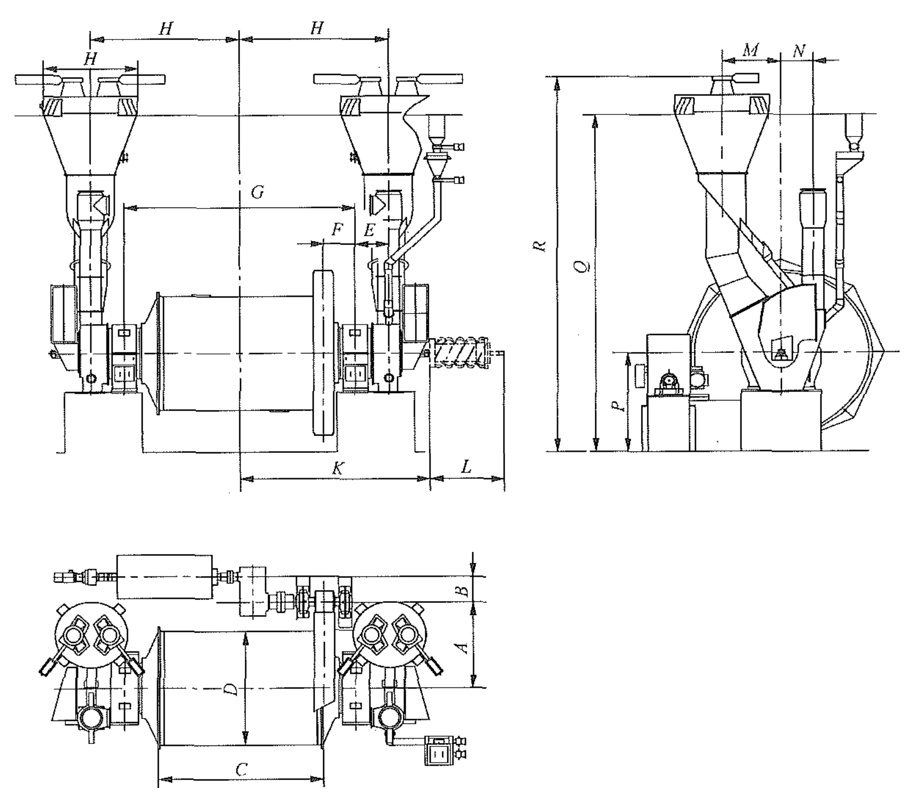


图 27-3　BBD 双进双出钢球磨煤机安装尺寸代码

表 27-4　**BBD 双进双出钢球磨煤机安装尺寸**

尺寸代码	型　号						
	BBD3448	BBD3854	BBD4060	BBD4360	BBD4366	BBD4760	BBD4772
A	2796.5	3029.6	3154.7	3268.1	3268.1	3657.2	3657.2
B	765	860	1000	1080	1080	1080	1080
C	5150	5750	6350	6350	6950	6360	7560
D	ϕ3490	ϕ3896	ϕ4096	ϕ4404	ϕ4404	ϕ4820	ϕ4820
E	1170	1197.5	1222.5	1222.5	1222.5	1290	1290
F	1100	1115	1132.5	1152.5	1152.5	1230	1230
G	7420	8050	8685	8725	9325	8900	10100
H	4880	5222.5	5565	5585	5885	5740	6340
I	ϕ2100	ϕ2400	ϕ2900	ϕ3200	ϕ3200	ϕ3500	ϕ3500
J	6390	6730	6800	7100	7400	7300	7900
K	2750	2800	2800	2900	2900	3200	3200
L	1800	2270	2270	2270	2270	2800	2800
M	1000	1010	1060	1155	1155	1250	1250
N	3200	3400	3500	3700	3700	4200	4200
O	12600	12600	12600	13700	13700	13700	13700
P	14000	14000	14200	15400	15400	16000	16000

二、性能参数

双进双出钢球磨煤机基本性能参数见表 27-5～表 27-7。

表 27-5　　SVEDALA 双进双出钢球磨煤机基本性能参数表

磨煤机尺寸（m×m）	3.8×5.8	4.0×6.1	4.3×6.4	4.7×7.0	5.0×7.7	5.5×8.2
体积（m^3）	65.75	76.62	92.89	121.38	151.11	194.72
轴承尺寸（mm×mm）	1830×405	1830×405	1980×455	2285×500	2540×660	3050×660
磨煤机出力（t/h）	42	50	62	80	110	141
HGI	60	60	60	60	60	60
原煤水分（%）	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0	8.0
煤粉细度（R_{75}）	15	15	15	15	15	15
分离器直径（m）	2.44	2.44	2.44	2.74	3.35	3.66
风煤比（kg/kg）	1.4:1	1.4:1	1.4:1	1.4:1	1.4:1	1.4:1
空气流量（kg/h）	54100	64300	79880	111470	14170	182000
磨煤机进风温度（℃）	270	270	270	270	265	265
磨煤机出口温度（℃）	80	80	80	80	80	80
钢球装载系数	0.236	0.242	27	26	27	27
钢球装载量（t）	76	91	111	145	186	241
轴功率（kW）	1020	1215	1510	1990	2680	3450
系统差压（kPa）	3.2	3.8	4.2	4.0	5.0	5.0
电动机功率（kW）	1100	1300	1600	2200	3000	3700

表 27-6　　D 型（FW）双进双出钢球磨煤机基本性能参数表

项目		单位	D-10	D-10-D	D-11	D-11-D
磨煤机出力	75%通过 200 目，HGI 为 50，含水分 8%	t/h	40	45（43）	50（46）	55（50）
筒体有效内径		mm	3633	3633	3862	3862
筒体有效长度		mm	5026	5608	5456	5974
筒体转速		r/min	17.2	17.2	16.7	16.7
筒体有效容积		m^3	52.1	58.1	63.9	70
最大加球量		t		64	67	73
装球系数				0.225	0.214	0.213
密封风流量		kg/h	5796	5796	6246	6246
整机质量（不包括电动机）		t		148.1	179.6	188.2
主减速机	中心距	mm	915	915	600	600
	传动比		11.5	11.5	5.824	5.824
主电动机	功率	kW	1000			1250
	转速	r/min	1490			993
	电压	V	6000			6000
慢速传动	电动机功率	kW			22	22
	传动比				153.72	153.72
大、小齿轮参数	模数		25	25	22	22
	大齿轮齿数		202	202	234	234
	小齿轮齿数		27	27	23	23

注　括号内为按钢球磨煤机出力计算公式计算的结果（新钢球）。

表 27-7　　　　　　　　**BBD 型双进双出钢球磨煤机基本性能参数表**

项目	单位	BBD3448	BBD3854	BBD4054	BBD4060	BBD4360	BBD4366	BBD4760	BBD4772
筒体有效内径 D	mm	3350	3750	3950	3950	4250	4250	4650	4650
筒体有效长度 L	mm	4940	5540	5540	6140	6140	6740	6140	7340
筒体有效容积 V	m^3	43.52	61.16	67.85	75.20	87.06	95.57	104.22	124.59
磨煤机中空轴轴径 d	mm	1300	1500	1700	1600/1700	1800	1800	2000	2000
磨煤机转速 n	r/min	18.0	17.0	16.6	16.6	16.0	16.0	15.3	15.3
装球量的一般范围 G_b	t	26～48	35～63	38～68	45～79/45～76	50～89	54～97	63～100	75～122
最大装球量 G_{max}	t	53.6	70	75.7	89.1/83.9	99	108	116.3	139
相应最大钢球装载系数 ϕ	—	0.246	0.229	0.223	0.237/0.223	0.227	0.227	0.223	0.223
基本出力 B	t/h	36	51	56	64/62	75	82	88	107
基本功率 P_{MO}	kW	479	712	810	898	1079	1185	1351	1615
相应最大钢球量轴功率 P_{max}	kW	741	1033	1148	1345/1273	1553	1705	1915	2289
电动机输入功率 P	kW	796	1110	1233	1445/1367	1668	1831	2057	2459
常用风煤比（分离器出口风量/出力）R_{AC}	kg/kg	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50	1.50
密封风量 Q_S	kg/h	3400	3800	4000	4000	4400	4400	4950	4950
磨煤机入口最大流量 Q_{1max}	m^3/h	77100	122100	160900	140700/160900	205400	205400	250100	250100
分离器设计流量 Q_{VO}	m^3/h	64000	91000	134000	134000	134000	134000	163000	190000

注　1. 表中基本出力下的运行参数为 HGI=50，R_{90}=18%，M_{ar}=11.5%，M_{PC}=1.5%，G_b 为装球范围上限时的出力。
2. 表中电动机输入功率为 P_{max}/（0.98×0.95），其中减速机效率为 0.98，电动机效率为 0.95。
3. 分离器直径根据实际通过分离器的体积流量和选定的分离器容积强度进行计算确定。
4. 表中分离器设计流量是两个分离器设计流量之和（每台双进双出磨煤机配两个相同分离器）。

三、主要技术规范

（一）参数要求

在双进双出钢球磨煤机编制规范书时，应提供以下原始数据，见表 27-8。

表 27-8　　　　　　　　**磨煤机选型原始参数**

序号	项目	数　据
1	工程概况	建设规模、进度、磨煤机数量
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR 工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、炉膛出口过量空气系数、锅炉运行方式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式、点火方式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式、煤粉细度要求（设计煤种和校核煤种）、煤粉均匀性系数要求
2.3	给煤机	形式、数量、最大连续给煤量、计量及控制精度
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	气压、气温、相对湿度、积雪、风速等

续表

序号	项目	数 据
3.2	地震烈度	
3.3	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数、冲刷磨损指数
3.4	防爆蒸汽参数	压力、温度
3.5	冷却水参数	压力、温度（最高温度）
3.6	安装运行条件	室内、零米布置、电动机、减速机的布置方向
4	主要技术参数	
4.1	冷、热风温度	空气预热器出口一次风温
4.2	磨煤机出口介质温度	
4.3	容量和能力	台数、裕量要求、最小出力要求等

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）在磨制设计煤种时，煤粉细度按要求时，单台磨煤机保证出力：

最佳钢球装载量时：________t/h，

最大钢球装载量时：________t/h。

（2）电耗：________kWh/t（最大钢球装载量）；________kWh/t（最佳钢球装载量）。

（3）噪声（距磨煤机隔声罩1m处）：≤85dB（A）。

（4）磨煤机出口风粉偏差：±5%。

（5）磨煤机出口煤粉细度的可调范围（200目筛子通过）：________%。

（6）基础部：包括全套基础底板和地脚螺栓。

（7）高低压润滑站（包括油箱、油泵及电动机、滤油器、冷却器、电加热器、连接管道、阀门、油压检视计、润滑油压力调节器、就地监视用压力、温度、液位指示器、油站电控箱等）。

（8）盘车装置（包括电控箱）。

（9）顶起装置。

（10）筛球装置、加球装置。

（11）大齿轮喷射润滑装置。

（12）压差和电耳测量装置（料位测量装置）。

（13）配套的电控设备；磨煤机、配套部件用的控制箱、动力箱、电控箱、小型电控箱和箱上装有的显示操作设备、调节器、控制器件、端子排。箱内电气连线至端子排。

（14）磨煤机密封风机及驱动电动机（含过滤器、出口换向门等）。

（15）专用工具和备品备件。

（三）主要设计要求

（1）双进双出磨煤机整机寿命（不含易损件寿命）不低于30年。

（2）满足基本设计参数，并在给定的运行条件下长期正常运行。

（3）磨煤机在正常运行条件下，满足以下要求：

1）磨煤机分离器出口的风量偏差不大于5%，风粉混合物浓度偏差不超过5%。

2）磨煤机衬板的使用寿命不少于2个大修期。

3）磨煤机无故障工作时间不小于8000h；第一次大修前工作总时间不小于30000h。

4）磨煤机运行平稳，底板振动（双振幅）小于0.05mm。

5）距磨煤机外壳1m处噪声值不大于85dB（A）。

6）钢球的磨损量不应大于100g/t煤。

7）螺旋体寿命至少1个大修期。

8）减速机无故障工作时间不小于1个大修期。

9）大齿轮使用寿命保证不低于120000h，小齿轮使用寿命不低于60000h。主轴瓦（大瓦）使用寿命不低于120000h。

（4）当磨煤机单端进煤双端出粉时，磨煤机应能连续满负荷运行，且两个分离器出口风粉混合物温度偏差不超过10℃，浓度偏差不超过10%。

当磨煤机单端进煤单端出粉时，磨煤机的出力不应小于其保证出力的60%负荷运行。磨煤机连续运行时间不少于6h。

（5）磨煤机的设计应能承受0.35MPa的压力。

（6）当原煤水分最大达15%时，混料箱、落煤管及输送装置应不堵煤。

（7）结构要求（对磨煤机制造的基本要求）/系统配置要求：

1）磨煤机在设计中应将（煤粉管、分离器等处）死区尽量减小，落煤管宜垂直布置，风粉管道与水平面夹角不小于60°，以防止煤粉沉积，保证煤粉得到充分干燥。

2）磨煤机的连接部位应采取成熟可靠的密封，保证在运行过程中不漏粉。应采用单独的密封风机系统，

密封风机系统采用集中供风、与一次风串联，风机为室内布置。正常运行工况下，一用一备，且单台出力应能保证所有磨煤机及给煤机运行时的密封风量的要求。

3）磨煤机传动部件及电动机应充分满足磨煤机最大装球量情况下安全启动。

4）磨煤机筒体部分应设隔声和保温装置，隔声罩应留有通道门，并应充分考虑磨煤机检修维护的方便。

5）筒体、端盖。筒体材料为Q345，厚度为32mm。筒体、端盖的焊缝均应满足焊接标准。在整个焊接组件加工完和在最终加工前应进行热处理。耳轴加工应保证两端耳轴的同心度，为保证磨煤机质量，筒体应整体运输到现场，并采取措施，防止运输过程中变形。筒体上设有两处密封良好的人孔门，人孔门尺寸420mm×620mm，以利于检查机内零部件的情况。

6）主轴承上安装有可靠测温元件。轴承的动、静部分应有良好的密封，防止煤粉向外泄漏。减速机轴承采用耐磨型。

7）衬板（包括滚筒、端盖衬板）应保证在整个运行期间出力和细度不变。衬板材料采用ZGMn13Cr2，衬板螺栓材料为35CrMo，衬板的寿命至少满足2个大修期。衬板与筒体的连接部位应可靠、密封，不漏粉。

8）螺旋体及中空管衬套材料采用ABRO-32耐磨钢，其寿命至少满足电厂的1个大修期。

9）分离器及隔离门。分离器采用“雷蒙式”分离器，设有可调节挡板。挡板开度调节装置安装在分离器外部，并有指示器显示调节量，可实现运行中调整。分离器的煤粉粒度均匀性指数为1.1。

分离器内部易磨损部位采用耐磨钢制作。分离器检查孔门要提供平台位置图。

分离器出口每根煤粉管道上设置气动隔离门，该风门应防磨且关闭严密，其快速关闭时间不应超过2～3s。每台磨煤机出口8只隔离门。

分离器回粉管路上配有锁风止回阀。

10）大齿轮应带有护罩，护罩可以是分段的，但结合面的密封要好。护罩上应留有润滑油接口、清扫孔、排放孔和观察孔。

11）应提供不停磨的加球装置，该装置应是密封的，并设有加球时不损坏中空轴的设施。

12）磨煤机所有的齿轮和联轴器处均应提供保护罩。该保护罩采取封闭形式，且可拆装。

13）对于所有易磨损的部件均应提供可更换的内衬。

14）磨煤机配有蒸汽消防接口。

15）为了便于轴的校正和轴承的拆装，轴承座设有单独的底板和调整螺丝。

16）磨煤机各个组件和部件按需要设有吊板或吊孔。

17）为了保证磨煤机出力满足锅炉负荷变化的要求，应提供可靠的压差测量和电耳测量煤位装置，除就地指示外，煤位测量系统还应有足够数量的4～20mA DC远传信号输出。

（8）配供的辅助设备要求：

1）电动机满足高压电动机的要求。

2）油系统的满足油站的基本要求。

3）大齿轮喷射润滑装置的基本要求。

4）配置的减速机，采用硬齿面齿轮及耐磨型轴承，保证不漏油。

5）磨煤机按每磨配置1台固定式盘车装置。

6）每炉磨煤机提供1套电动筛球装置。

7）为满足磨煤机检修要求，应为每炉磨煤机提供1套液压顶起装置。

（9）主要材料选择见表27-9。

表27-9　　主要材料选择

序号	名称	材料
1	筒体钢板	Q345
2	端盖、中空轴	280-480M3
3	筒体和端盖衬板	ZGMn13Cr2
4	衬板螺栓	35CrMo
5	输送装置中空管衬套	ABRO-32
6	输送装置绞笼体	ABRO-32
7	混料箱	ABRO-32
8	分离器风粉冲刷部位	ABRO-32
9	大齿轮	ZG35CrMo
10	小齿轮	40CrMo

第四节　中速磨煤机

中速磨煤机属于立式磨煤机，研磨件分为碗式、轮式和球式等。常见的中速磨煤机有碗式磨煤机和轮式磨煤机等。

HP型中速磨煤机是在RP型基础上的改进型，改进侧重于延长磨煤机零部件的寿命，各种基本性能仍与RP型磨煤机相似。

SM型碗式中速磨煤机是德国EVT公司（现为GE公司）于20世纪60年代在引进美国CE公司RP型磨煤机技术基础上改进、发展起来的一种磨煤机。

MPS型轮式磨煤机是由德国DBW公司在20世纪50年代从原先用于磨水泥的BERZ型磨的基础上发展起来的。ZGM磨煤机由北京电力设备总厂开发。

德国Babcock公司研制出了高加载力MPS-HP-II

系列磨煤机。MPS 属于外加力型轮式磨煤机。MPS235HP-II 型磨煤机中，MPS 表示轮式磨煤机，中间的数字 235 表示磨盘直径 2350mm；HP 表示高加载力；II 表示为二代产品。

一、工作原理和结构特点

1. 工作原理

中速磨煤机的碾磨部件由辊（球）与磨环（或碗、盘）两部分组成，虽然各型号中速磨的磨煤部件形式不同，但其磨制煤粉的基本原理相同，都是经过磨煤部件的相对运行，将煤挤压碾磨成煤粉。因磨碗（或盘、环）的旋转，煤粉被甩至边缘风环处，从风环下面吹上来的干燥介质将它们携带至碾磨区上部的分离器，经分离器后合格的煤粉送至燃烧器（或经细粉分离器送至粉仓）。被分离后的粗粉则返回磨内重磨。混杂在煤中的黄铁矿、矸石、铁件和其他难以磨碎的杂物，因其颗粒直径和密度较大，风环的风力不足以托起而落下，至下磨碗（或盘、环）底部风室，并由磨碗（或碗、盘）一道旋转的刮板扫至石子煤排放口，从磨煤机中排出。中速磨煤机原理图如图 27-4 所示。

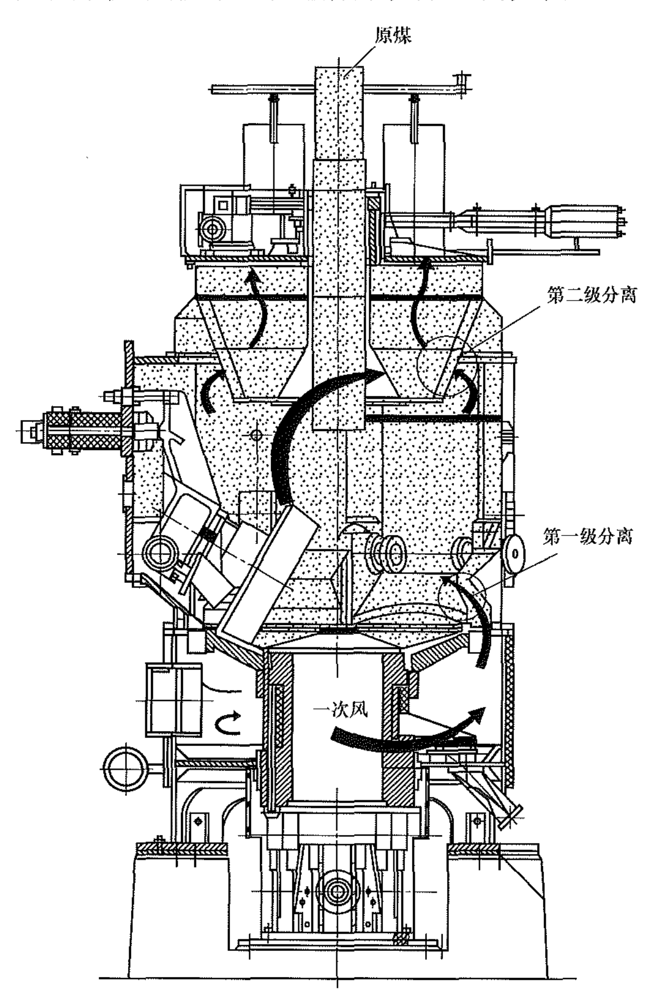


图 27-4　中速磨煤机磨制原理图

中速磨煤机的主要特点如下：

（1）磨煤机与分离器组成一体，使结构紧凑、占地少，投资低。

（2）金属耗量低。

（3）运行电耗低，为球磨机的 50%～75%。

（4）运行调节较灵活，容易实现自动控制。

（5）适宜配置直吹式制粉系统。

（6）设备结构比较复杂，维修要求高。

（7）煤种的适应范围较球磨机小，适用于烟煤和部分贫煤。

（8）排放出的石子煤中会带有煤粒，特别当磨损过大或运行操作不当时，含有煤粒会更多，石子煤需要另行处理。

（9）碾磨件磨损较严重，碾磨件更换工作量大。

2. 结构特点

碗式磨煤机也称雷蒙磨煤机，因磨盘斜面类似碗状而得名。碗式磨煤机主要有 RP、HP、SM、IHI-VS 等。HP 磨煤机型号表示方法如下：HP□□（/Dyn），HP 代表碗式磨煤机，第一个框内用 2～3 位数表示，表明磨碗名义直径，比如 86/96/100 等，第二个框内表明磨辊数量，一般为 3；/Dyn 表示带动态分离器，带静态分离器的无标注。比如 HP863/Dyn，表示磨碗名义直径代号为 86，磨辊数量为 3 个，带动态分离器的碗式磨煤机。

HP 型碗式中速磨煤机的外形结构如图 27-5 和图 27-6 所示。

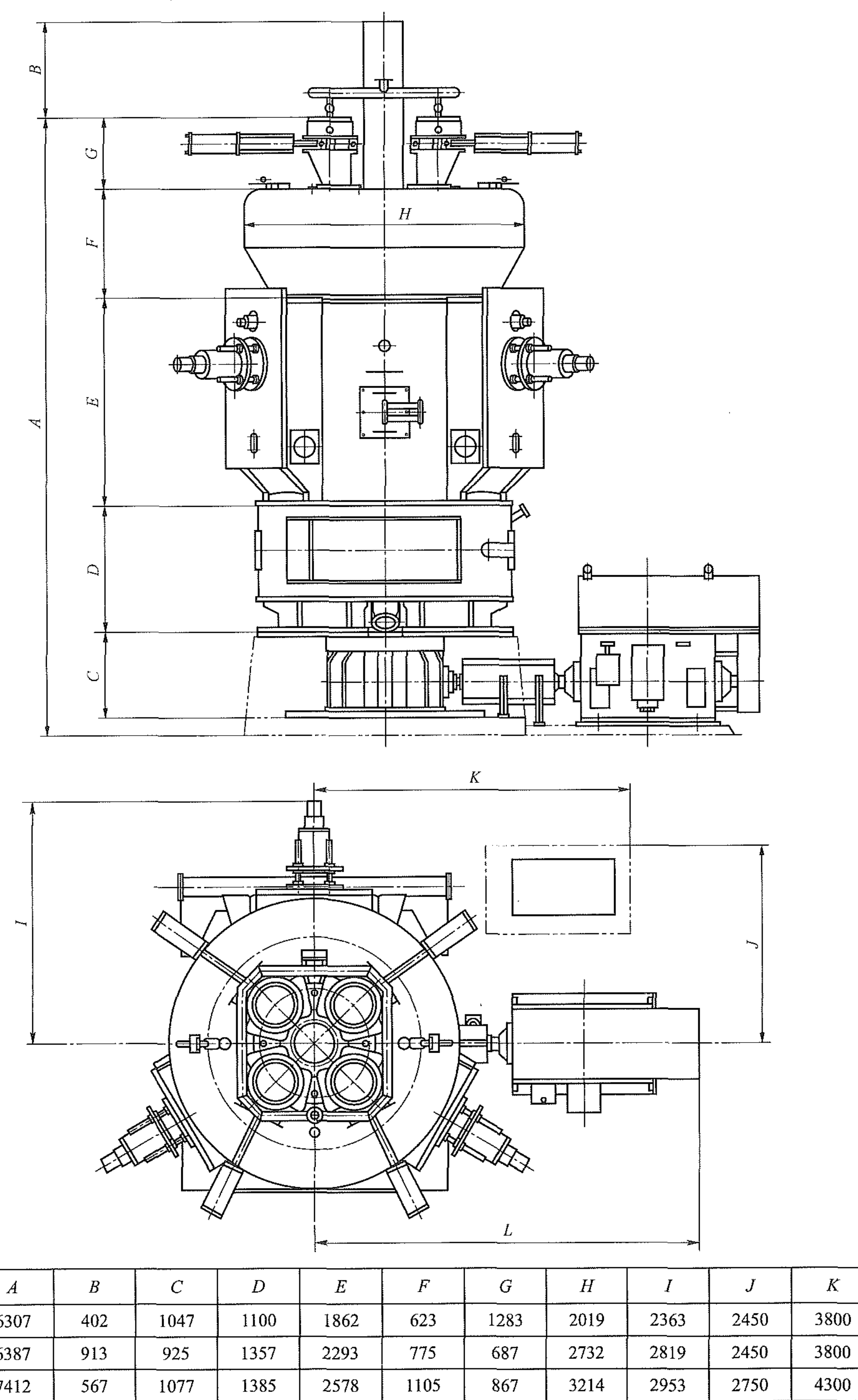
MPS 型号轮式磨煤机中，M 表示磨煤机，P 表示钟摆式磨，S 表示碗形磨盘，数字表示磨环节圆直径。如 MPS190 表示磨环节圆直径为 190cm 的轮式磨煤机。

ZGM 型号轮式磨煤机中，Z 表示中速，G 表示辊，M 表示磨煤机，数字表示磨环辊道半径（cm），如 ZGM95G 表示磨环辊道半径为 95cm 的重型轮式磨煤机。最后一位字母，K 表示轻型，N 表示基本型，G 表示重型。北京电力设备总厂在上述基本型基础上，发展了改进型磨煤机，分别用-I 型和-II 型表示，分别表示转速提高 10%和 20%。

轮式磨煤机的外形结构如图 27-7 所示。

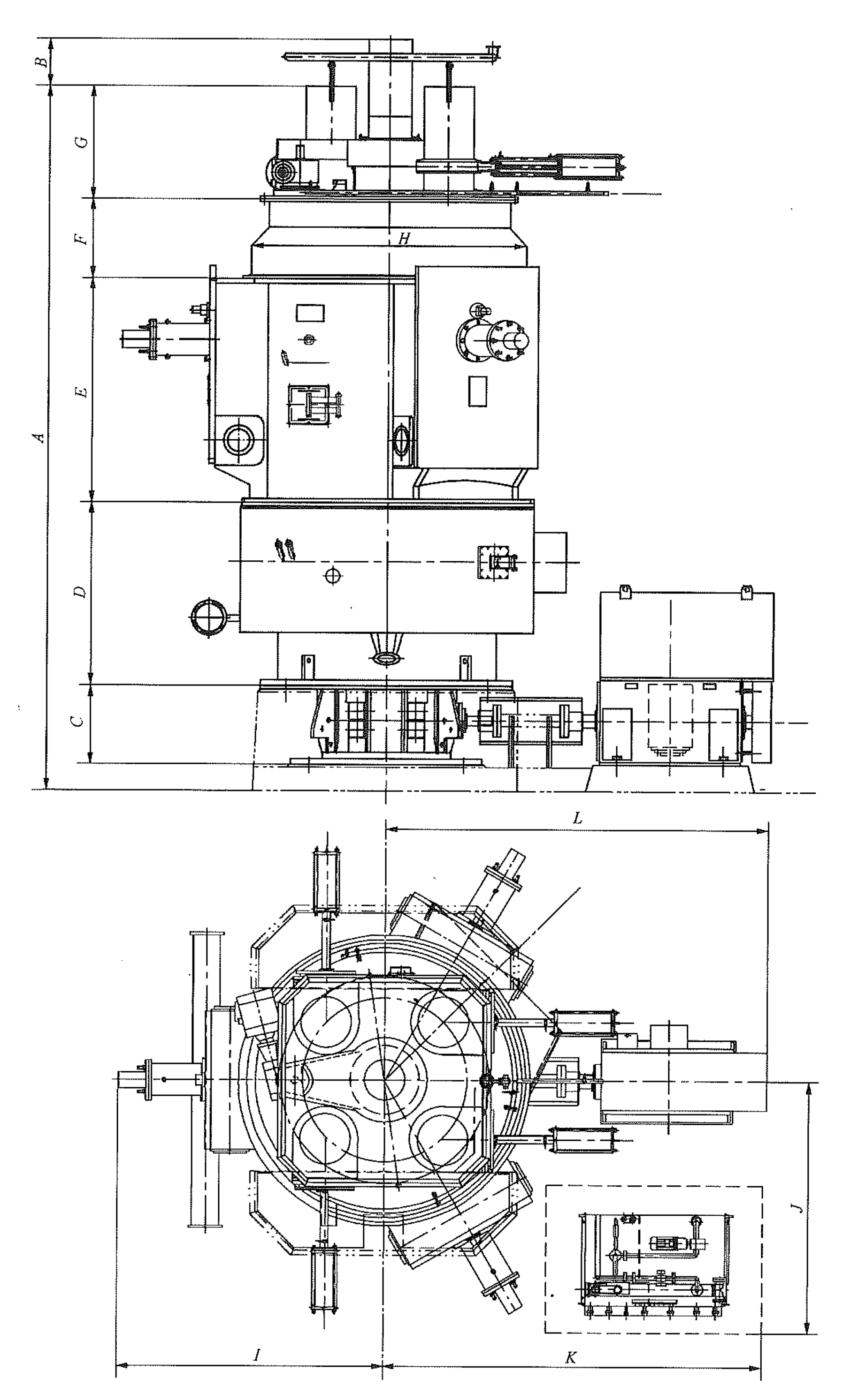
二、性能参数

HP 型碗式磨煤机的性能参数见表 27-10；MPS 型轮式磨煤机的性能参数见表 27-11 所示；ZGM 型轮式磨煤机的性能参数见表 27-12～表 27-15；MPS-HP-II 型高加载力磨煤机性能参数见表 27-16。



型号	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
HP583-HP663	6307	402	1047	1100	1862	623	1283	2019	2363	2450	3800	4035
HP683-HP743	6387	913	925	1357	2293	775	687	2732	2819	2450	3800	4390
HP763-HP803	7412	567	1077	1385	2578	1105	867	3214	2953	2750	4300	4685
HP823-HP863	8075	1198	1077	1637	2635	1410	916	3592	3038	2472	3934	4784
HP883-HP943	8683	1296	1226	1656	2948	1544	909	3910	3340	2950	4340	5045
HP963-HP1003	8721	2393	1229	1686	2872	1631	903	4159	3400	2950	4500	5450
HP1023-HP1103	9509	669	1394	1902	3396	1537	880	4803	3623	3200	5000	5520
HP1163-HP1203	12062	778	1200	2769	3404	2360	1928	5245	4028	3400	5200	5870
HP1263-HP1303	12953	700	1176	3096	3791	3420	1070	5779	4204	4000	6000	6400

图 27-5　带静态分离器的 HP 碗式磨煤机外形结构



型号	*A*	*B*	*C*	*D*	*E*	*F*	*G*	*H*	*I*	*J*	*K*	*L*
HP583-HP663	6204	402	1047	1100	1862	641	1162	2019	2363	2450	3800	4035
HP683-HP743	6387	913	925	1357	2293	750	850	2540	2819	2450	3800	4390
HP763-HP803	7412	567	1077	1385	2578	815	880	2792	2953	2750	4300	4685
HP823-HP863	8075	1198	1077	1637	2635	870	1000	2981	3038	2472	3934	4784
HP883-HP943	8683	1296	1226	1656	2948	1167	1193	3221	3340	2950	4340	5045
HP963-HP1003	8721	2393	1229	1686	2872	1168	1147	3417	3400	2950	4500	5450
HP1023-HP1103	9509	669	1394	1902	3396	1190	1192	3748	3623	3200	5000	5520
HP1163-HP1203	10689	721	1200	2769	3404	1213	1703	4166	4028	3400	5200	5870
HP1263-HP1303	11047	1000	1176	3096	3791	1448	750	4394	4204	4000	6000	6400

图 27-6　带动态分离器的 HP 碗式磨煤机外形结构

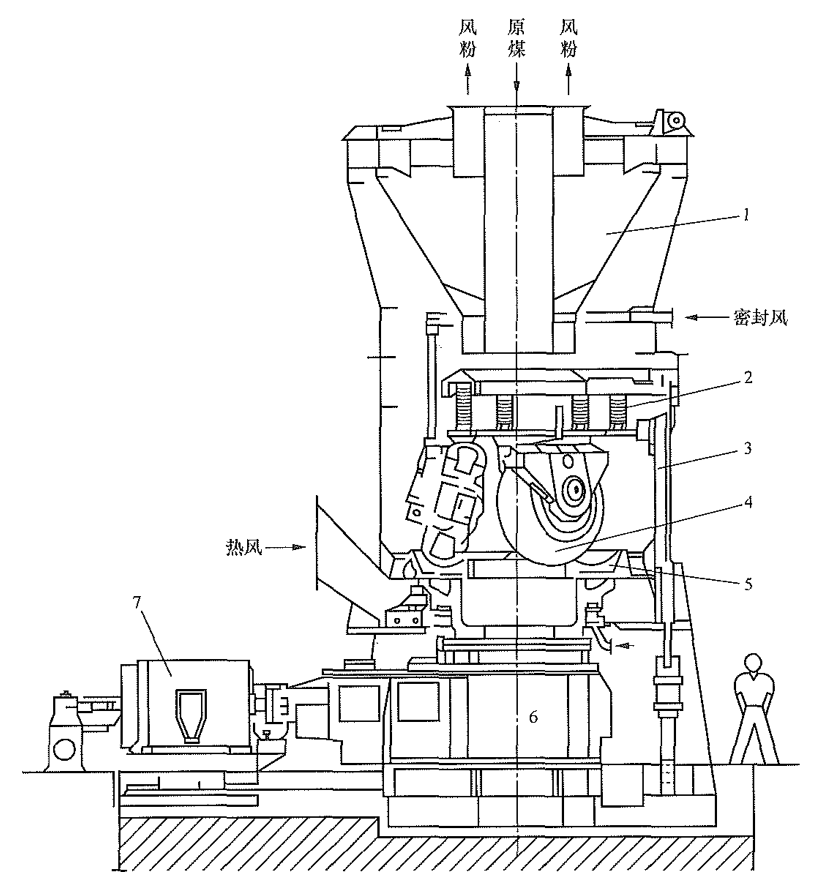


图 27-7 MPS 型轮式磨煤机外形结构

1—分离器；2—压缩弹簧；3—液压加载装置；4—磨辊；5—磨盘；6—减速机；7—电动机

表 27-10 **HP 碗式磨煤机性能参数表**

<table>
<tr><th>型号</th><th>磨碗名义直径（mm）</th><th>磨辊名义直径（mm）</th><th>入料粒度（mm）</th><th>基本出力（t/h）</th><th>入口最大空气流量（t/h）</th><th>磨碗转速（r/min）</th><th>电动机额定功率（kW）</th><th>质量（t）</th></tr>
<tr><td>HP683</td><td rowspan="4">1900</td><td rowspan="4">1100</td><td rowspan="14">≤38</td><td>24.1</td><td>36.2</td><td rowspan="4">45.2</td><td rowspan="2">280</td><td rowspan="4">75</td></tr>
<tr><td>HP703</td><td>26.4</td><td>39.5</td></tr>
<tr><td>HP723</td><td>28.7</td><td>43.0</td><td rowspan="2">300</td></tr>
<tr><td>HP743</td><td>31.1</td><td>46.7</td></tr>
<tr><td>HP763</td><td rowspan="3">2100</td><td rowspan="3">1200</td><td>33.7</td><td>50.6</td><td rowspan="3">41.3</td><td rowspan="3">355</td><td rowspan="3">90</td></tr>
<tr><td>HP783</td><td>36.5</td><td>54.7</td></tr>
<tr><td>HP803</td><td>39.3</td><td>59.0</td></tr>
<tr><td>HP823</td><td rowspan="3">2200</td><td rowspan="3">1300</td><td>41.8</td><td>62.7</td><td rowspan="3">38.4</td><td rowspan="3">400</td><td rowspan="3">115</td></tr>
<tr><td>HP843</td><td>44.4</td><td>66.6</td></tr>
<tr><td>HP863</td><td>47.1</td><td>70.6</td></tr>
<tr><td>HP883</td><td rowspan="4">2400</td><td rowspan="4">1400</td><td>49.9</td><td>74.8</td><td rowspan="4">35.0</td><td rowspan="2">450</td><td rowspan="4">135</td></tr>
<tr><td>HP903</td><td>52.8</td><td>79.1</td></tr>
<tr><td>HP923</td><td>55.7</td><td>83.6</td><td rowspan="2">500</td></tr>
<tr><td>HP943</td><td>58.8</td><td>88.2</td></tr>
</table>

续表

型号	磨碗名义直径（mm）	磨辊名义直径（mm）	入料粒度（mm）	基本出力（t/h）	入口最大空气流量（t/h）	磨碗转速（r/min）	电动机额定功率（kW）	质量（t）
HP963	2600	1500	≤38	62.0	93.0	33.0	520	140
HP983				65.3	98.0		560	
HP1003				68.7	103.0			
HP1023	2800	1600		72.2	108.3	30.0	600	180
HP1043				75.8	113.6		650	
HP1063				79.5	119.2		700	
HP1103				87.2	130.8		750	
HP1163	3100	1800		99.6	149.4	27.7	850	240
HP1203				108.4	162.6		950	254
HP1263	3300	1900		122.4	183.7	25.6	1050	300
HP1303				132.4	198.5		1150	305

注 1. 表中的基本出力是指哈氏可磨性指数 HGI=55，原煤全水分 M_t=12%（低热值烟煤）或 M_t=8%（高热值烟煤），原煤收到基灰分 A_{ar}≤20%，煤粉细度 R_{90}=23%时的基本出力。

2. 磨煤机最小出力为最大出力的 25%。

表 27-11　　MPS 型轮式磨煤机性能参数表

型号	基本出力（t/h）	磨盘直径（mm）	磨辊直径（mm）	磨盘转速（r/min）	电动机功率（kW）	入磨最大通风流量（t/h）	阻力（含分离器）（kPa）	密封风总量/通过磨内风量（kg/s）
MPS32	0.44	320	240	64.0	7	0.68	1.50	0.13/0.10
MPS40	0.77	400	310	57.2	10	1.33	1.82	0.13/0.10
MPS50	1.35	500	390	51.2	17	2.09	2.14	0.13/0.10
MPS63	2.41	630	490	45.6	30	3.74	2.73	0.13/0.10
MPS72	3.36	700	560	42.7	40	5.22	3.01	0.26/0.17
MPS80	4.37	800	620	40.5	50	6.80	3.32	0.26/0.17
MPS90	5.87	900	700	38.2	65	9.14	3.69	0.26/0.17
MPS100	7.64	1000	780	36.2	85	11.92	4.01	0.60/0.40
MPS112	10.1	1120	870	34.2	120	15.80	4.35	0.60/0.40
MPS125	13.3	1250	970	32.4	160	20.81	4.67	0.60/0.40
MPS140	17.7	1400	1100	30.6	185	27.83	5.17	1.16/0.78
MPS150	21.0	1500	1170	29.6	220	32.76	5.42	1.16/0.78
MPS160	24.7	1600	1240	28.6	250	38.52	5.70	1.16/0.78
MPS170	28.8	1700	1320	27.8	280	44.86	5.98	1.30/0.78
MPS180	33.2	1800	1400	27.0	315	51.77	6.17	1.30/0.78
MPS190	38	1900	1500	26.2	380	60.30	6.38	1.30/0.78
MPS200	43.2	2000	1560	26.2	450	66.78	6.57	1.42/0.95
MPS212	48.8	2120	1650	25.6	500	77.94	6.77	1.42/0.95

续表

型号	基本出力（t/h）	磨盘直径（mm）	磨辊直径（mm）	磨盘转速（r/min）	电动机功率（kW）	入磨最大通风流量（t/h）	阻力（含分离器）（kPa）	密封风总量/通过磨内风量（kg/s）
MPS225	58.0	2250	1750	24.1	580	89.06	6.97	1.53/1.02
MPS235	64.7	2350	1850	23.6	650	100.58	7.13	1.05/1.10
MPS245	71.8	2450	1910	23.1	710	113.15	7.29	1.65/1.10
MPS255	79.3	2550	1980	22.6	800	118.73	7.45	1.65/1.10
MPS265	87.3	2650	2060	22.2	1000	136.04	7.61	1.74/1.16
MPS275	95.8	2750	2160	22.3	1000	149.40	7.77	1.74/1.16
MPS280	100.2	2800	2200	21.9	1050	156.24	7.80	1.74/1.16

注 1. 表中基本出力指：哈氏可磨性系数 HGI=50，煤粉细度 R_{90}=20%，原煤水分 M_t=10%，原煤收到基灰分 A_{ar}≤20%时的基本出力。

2. 入磨最小空气流量为最大空气流量的 75%。

表 27-12　　ZGM 型（基本型）磨煤机系列性能参数表

性能参数		单位	ZGM65			ZGM80			ZGM95			ZGM113			ZGM123		ZGM133		ZGM145	
			K	N	G	K	N	G	K	N	G	K	N	G	N	G	N	G	N	G
基本出力	HGI=50，M_t=10%，R_{90}=20%，A_{ar}≤20%	t/h	12.0	14.7	17.7	21.0	24.7	28.8	33.2	38.0	42.0	50.0	58.0	64.7	71.8	79.3	87.3	95.8	109.4	124.1
基点一次风流量		kg/s	5.21	6.39	7.67	9.10	10.70	12.46	14.38	16.45	18.69	21.63	25.14	28.00	31.08	34.37	37.82	41.50	47.37	53.76
通风阻力（含分离器）		kPa	4.11	4.38	4.65	4.88	5.13	5.38	5.55	5.74	5.91	6.04	6.22	6.34	6.44	6.58	6.65	6.84	7.18	7.45
磨煤机轴功率		kW	106	130	156	185	218	254	293	335	380	440	512	570	632	699	770	844	964	1094
电动机功率		kW	125	160	200	220	250	315	355	400	450	500	560	670	710	800	900	1000	1120	1250
磨盘工作直径		mm	1300			1600			1900			2250			2450		2650		2900	
磨盘转速		r/min	31.9			28.7			26.4			24.2			23.2		22.3		21.3	
磨辊数量		个	3			3			3			3			3		3		3	
每个磨辊最大加载力运行时最大加载力		kN	101/81			154/123			217/174			304/243			360/288		421/337		505/404	
密封风流量		kg/s	1.05			1.21			1.33			1.50			1.62		1.75		1.90	
消防蒸汽量（10～15min）压力 0.4～0.6MPa	饱和蒸汽	kg	65			110			165			255			315		385		480	
	氮气	kg	120			195			305			465			575		695		875	
	二氧化碳	kg	185			310			475			725			900		1095		1370	
煤粉细度 R_{90}		%	2～40									2～40								

表 27-13　　**ZGM 型（Ⅰ型）磨煤机系列性能参数表**

性能参数		单位	ZGM65			ZGM80			ZGM95			ZGM113			ZGM123		ZGM133		ZGM145	
			K-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	K-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	K-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	K-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ	N-Ⅰ	G-Ⅰ
基本出力	HGI=50，M_t=10%，R_{90}=20%，A_{ar}≤20%	t/h	13.4	16.5	19.8	23.5	27.7	32.3	37.2	42.6	47.0	56.0	65.0	72.5	80.4	88.8	97.8	107.3	122.5	139.0
基点一次风流量		kg/s	5.85	7.16	8.59	10.19	11.98	13.96	16.14	18.43	20.92	24.21	28.14	31.37	34.82	38.49	42.36	46.48	53.06	60.22
通风阻力（含分离器）		kPa	4.28	4.58	4.80	5.05	5.32	5.52	5.71	5.89	6.16	6.23	6.34	6.45	6.59	6.67	6.89	7.13	7.43	7.72
磨煤机轴功率		kW	113	139	167	198	233	271	312	358	406	470	546	609	676	747	822	902	1030	1169
电动机功率		kW	125	185	200	220	280	335	375	425	475	560	630	710	800	850	1000	1000	1250	1400
磨盘工作直径		mm	1300			1600			1900			2250			2450		2650		2900	
磨盘转速		r/min	35.7			32.1			29.6			27.1			26.0		25.0		23.9	
磨辊数量		个	3			3			3			3			3		3		3	
每个磨辊最大加载力/运行时最大加载力		kN	121/97			185/148			260/208			365/292			432/346		505/404		606/485	
密封风流量		kg/s	1.05			1.21			1.33			1.50			1.62		1.75		1.90	
消防蒸汽量（10～15min）压力 0.4～0.6MPa	饱和蒸汽	kg	65			110			165			255			315		385		480	
	氮气	kg	120			195			305			465			575		695		875	
	二氧化碳	kg	185			310			475			725			900		1095		1370	
煤粉细度 R_{90}		%	2～40									2～40								

表 27-14　　**ZGM 型（Ⅱ型）磨煤机系列性能参数表**

性能参数		单位	ZGM65			ZGM80			ZGM95			ZGM113			ZGM123		ZGM133		ZGM145	
			K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ
基本出力	HGI=50，M_t=10%，R_{90}=20%，A_{ar}≤20%	t/h	14.9	18.2	21.9	26.0	30.6	35.7	41.2	47.1	52.1	62.0	71.9	80.2	89.0	98.3	108.3	118.8	135.7	153.9
基点一次风流量		kg/s	6.46	7.92	9.51	11.29	13.27	15.45	17.83	20.41	23.16	26.82	31.17	34.74	38.54	42.62	46.90	51.45	58.74	66.67
通风阻力（含分离器）		kPa	4.40	4.68	5.04	5.22	5.46	5.65	5.84	6.10	6.34	6.38	6.44	6.59	6.67	6.91	7.16	7.37	7.66	8.0
磨煤机轴功率		kW	117	144	173	205	241	281	324	371	421	487	566	630	700	774	852	934	1067	1210
电动机功率		kW	150	185	200	250	280	335	375	425	500	560	670	750	800	900	1000	1120	1250	1400
磨盘工作直径		mm	1300			1600			1900			2250			2450		2650		2900	
磨盘转速		r/min	39.6			35.6			32.7			30.0			28.8		27.7		26.4	
磨辊数量		个	3			3			3			3			3		3		3	
每个磨辊最大加载力/运行时最大加载力		kN	141/113			216/173			304/243			426/340			504/403		589/472		707/566	
密封风流量		kg/s	1.05			1.21			1.33			1.50			1.62		1.75		1.90	

续表

性能参数		单位	ZGM65			ZGM80			ZGM95			ZGM113			ZGM123		ZGM133		ZGM145	
			K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	K-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ	N-Ⅱ	G-Ⅱ
消防蒸汽量（10～15min）压力 0.4～0.6MPa	饱和蒸汽	kg	65			110			165			255			315		385		480	
	氮气	kg	120			195			305			465			575		695		875	
	二氧化碳	kg	185			310			475			725			900		1095		1370	
煤粉细度 R_{90}		%	2～40									2～40								

表 27-15　　ZGM 型（Ⅲ型）磨煤机系列性能参数表

性能参数		单位	ZGM65			ZGM80			ZGM95			ZGM113			ZGM123		ZGM133		ZGM145	
			K-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	K-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	K-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	K-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ	N-Ⅲ	G-Ⅲ
基本出力	HGI=50，M_t=10%，R_{90}=20%，A_{ar}≤20%	t/h	16.0	19.6	23.5	27.9	32.9	38.3	44.2	50.5	55.9	66.5	77.1	86.1	95.5	105.5	116.1	127.4	145.5	165.1
基点一次风流量		kg/s	6.93	8.50	10.20	12.11	14.23	16.57	19.13	21.88	24.85	28.76	33.44	37.26	41.34	45.72	50.30	55.19	63.01	71.50
通风阻力（含分离器）		kPa	4.52	4.78	5.20	5.34	5.54	5.75	5.95	6.25	6.40	6.48	6.55	6.63	6.83	7.09	7.32	7.51	7.84	8.20
磨煤机轴功率		kW	119	146	176	208	245	285	329	377	428	495	576	641	712	787	866	950	1085	1231
电动机功率		kW	150	185	200	250	280	335	400	450	500	560	670	750	800	900	1000	1120	1250	1400
磨盘工作直径		mm	1300			1600			1900			2250			2450		2650		2900	
磨盘转速		r/min	42.4			38.2			35.1			32.2			30.9		29.7		28.3	
磨辊数量		个	3			3			3			3			3		3		3	
每个磨辊最大加载力/运行时最大加载力		kN	162/130			246/197			347/278			486/389			576/461		674/539		808/646	
密封风流量		kg/s	1.05			1.21			1.33			1.50			1.62		1.75		1.90	
消防蒸汽量（10～15min）压力 0.4～0.6MPa	饱和蒸汽	kg	65			110			165			255			315		385		480	
	氮气	kg	120			195			305			465			575		695		875	
	二氧化碳	kg	185			310			475			725			900		1095		1370	
煤粉细度 R_{90}		%	2～40									2～40								

表 27-16　　MPS-HP-Ⅱ型高加载力磨煤机性能参数表

项目	基本出力（t/h）	电动机功率（kW）	入口通风流量（烟煤）（kg/s）	入口通风流量（褐煤）（kg/s）	阻力（含分离器）（Pa）
MPS170HP-Ⅱ	43.58	355	16.89	21.96	6114
MPS180HP-Ⅱ	49.82	450	19.19	24.95	6312
MPS190HP-Ⅱ	57.53	450	22	28.6	6531

续表

项目	基本出力 （t/h）	电动机功率 （kW）	入口通风流量（烟煤） （kg/s）	入口通风流量（褐煤） （kg/s）	阻力（含分离器） （Pa）
MPS200HP-Ⅱ	64.82	500	24.81	32.25	6730
MPS212HP-Ⅱ	75.13	560	28.35	36.86	6956
MPS225HP-Ⅱ	87.22	630	32.67	42.47	7205
MPS235HP-Ⅱ	97.91	710	36.46	47.4	7404
MPS245HP-Ⅱ	108.51	800	40.2	52.26	7584
MPS255HP-Ⅱ	119.78	900	44.16	57.41	7762

注 1. 基本出力为HGI=80，R_{90}=16%，M_t=4%时出力。
2. A_{ar}≤20%时，基本出力×1.2；A_{ar}≥40%时，基本出力×1.05。

三、主要技术规范

（一）参数要求

在磨煤机编制规范书时，应提供以下原始数据，见表27-17。

表27-17　　磨煤机选型原始参数

序号	项目	数　据
1	工程概况	建设规模、进度
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、炉膛出口过量空气系数、锅炉运行方式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式、点火方式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式、煤粉细度要求（设计煤种和校核煤种）、煤粉均匀性系数要求、磨煤机数量
2.3	给煤机	形式、数量、最大连续给煤量、计量及控制精度
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	气压、气温、相对湿度、积雪、风速等
3.2	地震烈度	
3.3	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数、冲刷磨损指数
3.4	防爆蒸汽参数	压力、温度
3.5	冷却水参数	压力、温度（最高温度）
3.6	安装运行条件	室内、零米布置
4	主要技术参数	
4.1	冷、热风温度	空气预热器出口一次风温
4.2	磨煤机出口介质温度	
4.3	容量和能力	台数、裕量要求、最小出力要求等

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）性能保证（每台机组）：

燃用设计煤种时，n 台磨运行，1 台磨备用。入磨煤粒度 30mm，出口煤粉细度 R_{90}=________%，n 台磨的总出力（考虑出力降低系数）不应小于锅炉 BMCR 工况燃煤量的 110%；

燃用校核煤种时，n+1 台磨运行。入磨煤粒度 30mm，出口煤粉细度 R_{90}=________%，n+1 台磨的总出力（考虑出力降低系数）不应小于锅炉 BMCR 工况燃煤量的 110%。

（2）单位功耗（保证出力下）________kW/t。

（3）分离器出口风量偏差±5%。

（4）分离器出口粉量偏差±5%。

（5）煤粉细度（分离器转速为________%）________%。

（6）本体阻力（保证出力下）________Pa。

（7）在 BMCR 工况下，磨煤总电耗（包括密封风机）________kW。

（8）噪声不大于 85dB（A）。

（9）主要部件使用寿命：

1）磨辊（单面）________h。

2）磨碗衬板________h。

（10）连续无故障运行时间（设计值）不小于________h。

（11）建议大修周期 3 年。

（12）质量保证：设备整体寿命不少于 30 年。

（三）主要设计要求

（1）磨煤机整机寿命不低于 30 年。

（2）磨煤机应达到设计出力，且在碾磨件使用寿命期间，因磨损而造成的磨煤机出力降低率不大于 10%。

（3）磨煤机出力具有较大的调节范围，能适应机组调峰运行的要求。且在额定出力范围内，煤粉细度可作线性调节。

（4）磨煤机启动能满足空载和带载两种启动方式。

（5）磨煤机抗爆能力按 0.35MPa 设计。

（6）磨煤机在正常运行条件下，能满足以下要求：

1）每台磨煤机各个出粉口的风量偏差不大于 5%，粉量偏差不大于 5%。

2）磨辊辊套（单面）和磨盘衬板的使用寿命分别不低于 15000h 和 20000h。

3）石子煤的排出量不大于磨煤机最大出力的 0.1%。

4）磨煤机运行平稳，底板振动（双振幅）小于 0.025mm。

5）距磨煤机外壳 1m 处噪声值不大于 85dB（A）。

（7）磨煤机磨辊装置、加载装置及减速机与磨煤机侧机体连接部位采取可靠的密封，保证在运行过程中不漏粉、不漏油。主要密封件保证寿命值大于 22000h。

（8）磨辊装置及其他易损件应便于更换，且具有良好的互换性。

（9）磨煤机机体上应有惰性气体或蒸汽接口，并提供防爆、防火和灭火措施及有关要求，并选配精确可靠的温度报警装置，以保证安全稳定运行。

（10）磨煤机分离器采用固定分离器或第 1 级固定分离，第 2 级旋转分离，以保证煤粉细度均匀、达到对煤粉细度的要求。旋转分离器采用变频电机驱动，以调节煤粉细度。

（11）在正常运行条件下，磨煤机石子煤排出装置应保证进入磨煤机的石子煤能自动通畅排出。石子煤刮板应有足够的强度和刚度，其使用寿命不低于 20000h。

（12）阀门应保证严密性好、不泄漏、动作灵活。

（13）磨煤机热风管道接口及石子煤排出接口位置应按配合要求设计。

（14）密封风采用集中供风、与一次风串联设计，风机为室内布置。正常运行工况下，一用一备，一台左旋，一台右旋。两台密封风机能单独可靠隔离。且单台出力应能保证所有磨煤机、冷热一次风插板门和调节门运行时的密封风量的要求，并有可靠的防尘措施。

（15）磨煤机外表温度高于 50℃的部位，应进行保温。保温采用预制、快速安装、可重复使用的部件。

（16）落煤管应采用不锈钢材质（06Cr19Ni10）。

（17）磨煤机主电动机和旋转分离器变频电动机的应分别按照高压电机和低压电机的要求。

（18）对减速机的基本要求：

1）形式：行星齿轮减速机。

2）传动平稳可靠，具有良好的密封性，不漏油。

（19）对油系统的基本要求

1）润滑供油装置应包括所有管道、阀门、油位指示器、流量控制仪表、供油和回油温度计、油箱、油泵、油冷却器以及与设备连接的连接件。所有管道、阀门、油箱、与设备连接的连接件均采用不锈钢。

2）润滑供油油箱内应配有电压为 380V 的电加热器，使润滑油在磨煤机启动前达到运行油温，又不产生局部过热而引起油质劣化。

3）油箱底部应有一定的倾斜度，并设有放油阀。顶部应有密封型检查孔。若必须把设备布置在油箱顶部，应加装垫板和托架，不得在油箱上钻孔，并将顶部适当加强，保证有足够的刚度，防止下凹和振动。

4）油箱内部应除垢，清洁，并采用必要的防腐措施，以达到现场安装不再清理为准，润滑供油装置及管路应在出厂前进行整体耐压试验，保证连接节点配合准确、严密、不漏油。

5）每台磨煤机配备一台 100%容量的油冷却器。冷油器应采用不放油进行检漏的结构形式。

6）应提供单筒为全流量的双筒可切换滤油器和磁性滤油器，并保证除去大于 25μm 的粒子。

7）润滑油站应采用整体集装式，油站的密封应满足防水、防尘和防盐雾要求。

（20）电、控的基本要求和接口。

（21）对移动式石子煤斗的要求：

1）每台锅炉配置磨煤机台数+1 个移动式石子煤斗，每个移动式石子煤斗带万向轮。

2）每个石子煤斗的容积不小于磨煤机本体石子煤斗的容积。

3）移动式石子煤斗应有盖，以避免磨煤机石子煤排放及运输时扬尘，石子煤斗的盖应开启方便。磨煤机本体石子煤斗出口和移动式石子煤斗的盖上应分别有快装接头及软管，使之能相互连接，整个石子煤排放过程均处在密闭状态。

第五节 风扇磨煤机

风扇磨起源于德国，主要有德国 EVT 公司 KSG 型和 DBW 公司 DGS 型风扇磨煤机，以及俄罗斯塞兹兰公司的 MB 型风扇磨煤机。

目前，KSG 型风扇磨煤机有两个系列风扇磨，N 系列适用高水分（M_{ar}>35%）的褐煤，S 系列适用于水分低于 35%的老年褐煤和烟煤。

一、工作原理和结构特点

1. 工作原理

在风扇磨煤机中，叶片对煤粒的撞击、叶轮与煤粒的摩擦、运动煤粒对蜗壳上护甲的撞击和煤粒之间的撞击等机械作用起主要的粉碎作用。风扇磨煤机由于具有良好的抽吸力，通风能力较其他磨煤机强。煤在风扇磨中大部分处于悬浮状态，因而干燥过程也较强。高速磨煤机适宜于磨制炉烟和热空气混合物作干燥剂的褐煤和高水分烟煤。高速磨煤机分为风扇式磨煤机和锤击式磨煤机，锤击式磨煤机仅在中小型锅炉上应用。

在运行过程中风扇磨煤机本身就是排粉风机，在对原煤进行粉碎的同时能产生 1500～3500Pa 的风压，从而克服系统阻力，完成干燥剂吸入、煤粉输送。燃料的碾磨、干燥剂吸入及煤粉输送均由磨煤机来完成，具有结构简单、尺寸小、占地少、投资省、电耗低等优点。

2. 结构特点

FM 系列风扇磨煤机是长春发电设备总厂继承并发展了德国 EVT 公司 S 型风扇磨技术的产品。FM 系列风扇磨煤机中，FM159.380 中 FM 表示风扇磨，159 表示叶轮直径为 159dm，380 表示叶片宽度为 380dm。

MB 系列风扇磨煤机是引进俄罗斯塞兹兰公司技术生产的。该系列磨煤机采用惯性式分离器，煤粉细度 R90 范围为 30%～60%，磨煤机中后期出力降低系数为 0.9。

常见的 S 型风扇磨煤机和 MB 型风扇磨煤机结构图如图 27-8 和图 27-9 所示。

二、性能参数

FM 型风扇磨煤机性能参数见表 27-18；MB 型风扇磨煤机性能参数见表 27-19 所示。

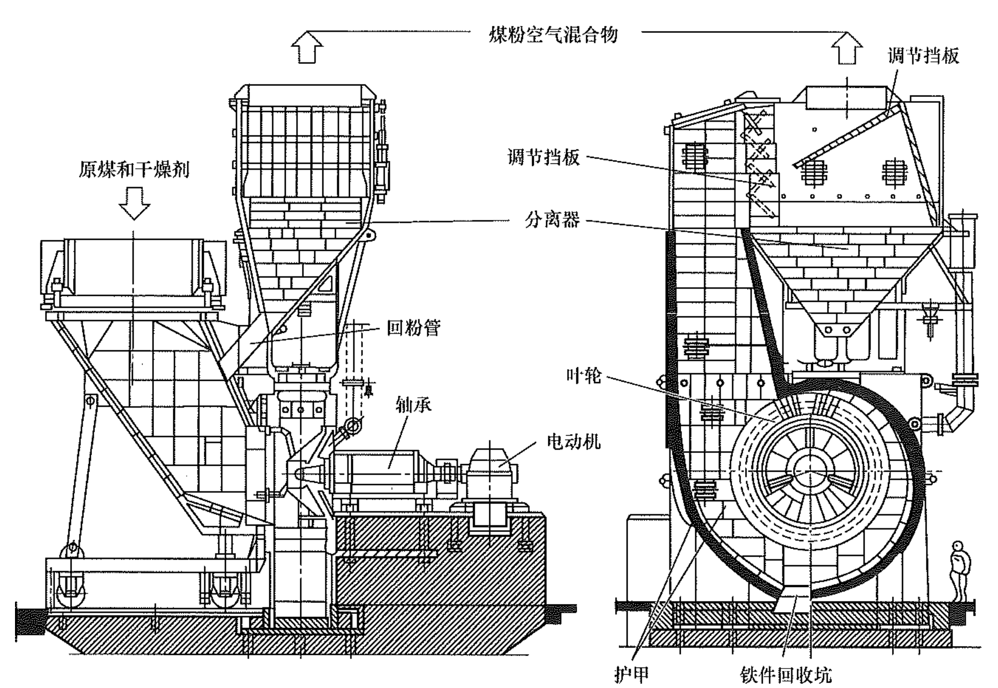


图 27-8 S 型风扇磨煤机结构图

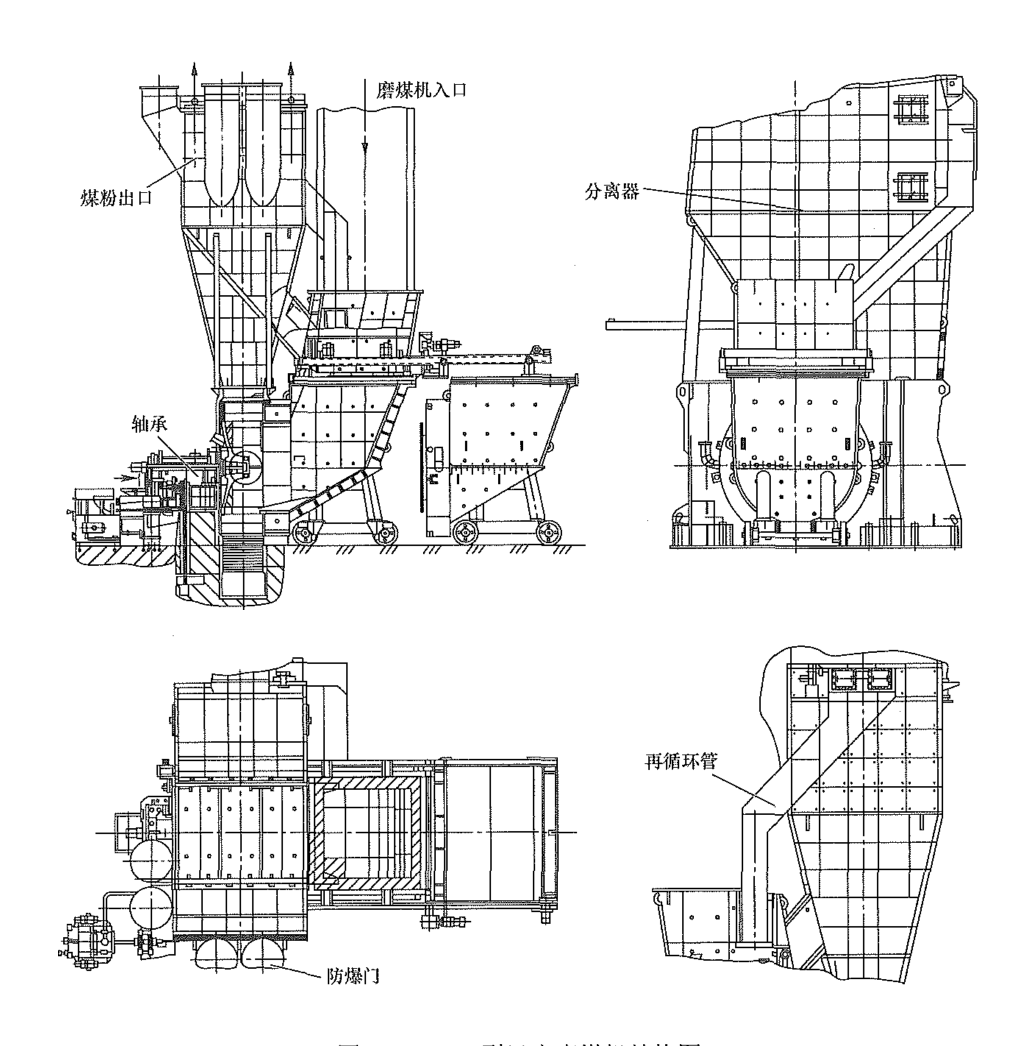


图 27-9　MB 型风扇磨煤机结构图

表 27-18　　FM 型风扇磨煤机性能参数表

型号	出力 B_{M0}（t/h）	叶轮直径 D_2/D_1（mm）	叶片高度 L（mm）	叶片宽度 b（mm）	转速 n（r/min）	通风量 Q_0（m^3/h）	提升压头（带粉）（t''=120℃）（Pa）	纯空气提升压头（t''=120℃）（Pa）	电动机功率 P（kW）
S9.10（FM159.380）	9	1590/1010	290	380	1000	17000	2160	2800	225
S12.75（FM219.380）	12	2190/1490	350	350	750	22000	2160	2800	300
S14.75（FM220.400）	14	2200/1500	350	400	750	25000	2160	2800	340
S16.75（FM220.440）	16	2200/1500	350	440	750	28000	2160	2800	380
S20.60（FM275.480）	20	2750/2030	360	480	600	38000	2160	2800	400
S25.60（FM275.590）	25	2750/1850	450	590	600	46000	2160	2800	450
S32.60（FM275.755）	32	2750/1850	450	755	600	59000	2160	2800	700
S36.50（FM318.644）	36	3180/2270	454	644	500	56000	2000	2700	800
S40.50（FM340.760）	40	3400/2420	490	760	500	76000	2300	3000	880

续表

型号	出力 B_{M0}（t/h）	叶轮直径 D_2/D_1（mm）	叶片高度 L（mm）	叶片宽度 b（mm）	转速 n（r/min）	通风量 Q_0（m³/h）	提升压头（带粉）（t''=120℃）（Pa）	纯空气提升压头（t''=120℃）（Pa）	电动机功率 P（kW）
S45.50（FM340.880）	45	3400/2420	490	880	500	88000	2410	3100	1000
S50.50（FM340.970）	50	3400/2420	490	970	500	97000	2480	3200	1100
S55.50（FM380.940）	55	3800/2688	578	940	450	106000	2480	3200	1200
S57.50（FM340.1060）	57	3400/2470	465	1060	500	106000	2480	3200	1250
S60.45（FM380.1030）	60	3800/2644	578	1030	450	116000	2480	3200	1300
S65.45（FM380.1150）	65	3800/2644	578	1150	450	130000	2580	3300	1425
S70.45（FM380.1200）	70	3800/2644	578	1200	450	135000	2560	3300	1550
S80.42（FM400.1310）	80	4000/2644	678	1310	425	154210	2560	3300	1750

注 表中提升压头值为冲击板磨损初期数值（不含分离器）。

表 27-19 **MB 型风扇磨煤机性能参数表**

项目	MB 3300/800/490	MB 3350/1000/490	MB 3400/900/490	MB 3550/1000/490	MB 3850/1100/420	MB 4100/1200/420
出力（t/h）	70	82	80	82	100	112
通风流量（m³/h）	220000	250000	230000	250000	390000	440000
冲击轮直径（mm）	3300	3350	3400	3550	3850	4100
冲击轮宽（mm）	800	1000	900	1000	1100	1200
转速（r/min）	490	490	490	490	420	420
电动机功率（kW）	900	1000	1000	1400	1600	2000
提升压头（Pa）	最高 1730					

三、主要技术规范

（一）参数要求

在磨煤机编制规范书时，应提供以下原始数据，见表 27-20。

表 27-20 **磨煤机选型原始参数**

序号	项目	数　据
1	工程概况	建设规模、进度、磨煤机台数
2	设计和运行条件	
2.1	锅炉形式基本参数	锅炉最大连续蒸发量、锅炉效率、BMCR 工况下燃煤量（设计煤种和校核煤种）、燃烧器形式、数量、空气预热器形式、炉膛出口过量空气系数、锅炉运行方式、锅炉不投油最低稳燃负荷及耗煤量、机组运行模式、点火方式等
2.2	制粉系统	制粉系统形式、煤粉细度要求（设计煤种和校核煤种）、煤粉均匀性系数要求
2.3	给煤机	形式、数量、最大连续给煤量、计量及控制精度
3	工程主要原始资料	
3.1	气象资料	气压、气温、相对湿度、积雪、风速等
3.2	地震烈度	

续表

序号	项目	数　　据
3.3	燃煤资料	原煤粒度、煤质工业分析、元素分析、可磨指数、冲刷磨损指数
3.4	防爆蒸汽参数	压力、温度
3.5	冷却水参数	压力、温度（最高温度）
3.6	安装运行条件	锅炉房、零米布置；磨煤机旋向要求
4	主要技术参数	
4.1	介质温度	高温炉烟、低温炉烟、热风
4.2	磨煤机出口介质温度	
4.3	容量和能力	台数、裕量要求、最小出力要求等

（二）性能保证要求

下列性能保证值的空格由制造厂填写。

（1）磨煤机出力：

燃用设计煤种时，入磨煤粒度________mm，出口煤粉细度 R_{90}=________%时，单台磨煤机额定出力（打击板使用中后期）不低于________t/h；磨煤机最大出力不低于________t/h。

燃用校核煤种时，入磨煤粒度________mm，出口煤粉细度 R_{90}=________%时，单台磨煤机额定出力（打击板使用中后期）不低于________t/h；磨煤机最大出力不低于________t/h。

（2）单位功耗（保证出力下）________kW/t。

（3）磨煤机带粉提升压头不小于________Pa（BMCR 工况，风扇磨磨损中期，分离器出口温度为150℃）。

（4）磨煤机通风流量不大于________m^3/h（n 台磨煤机运行）。

（5）打击板的寿命不小于________h；打击轮的使用寿命不小于________h。

（6）轴承箱双向振幅不大于________mm。

（7）噪声不超过 85dB（A）。

（三）主要设计要求

（1）风扇磨煤机的抗爆能力：0.1MPa（10N/cm^2）（TRD413《锅炉煤粉燃烧》）。

（2）风扇磨煤机噪声在离设备 lm，高度 1m 处不超过 85dB（A）。

（3）风扇磨煤机的振动，在空负荷试车时，轴承座上测量的双向振幅不大于 0.05mm（单峰值）。

（4）风扇磨煤机在按制造厂规定的技术要求安装后，其漏风率应不大于分离器出口通风量的 5%。

（5）连续运行工况下，轴承箱主轴承温度不应超过 70℃。

（6）磨煤机的油系统、冷却水系统进行统一规划和布置，标明系统中各设备、阀门、管道及有关部件的供货界线。磨煤机的润滑油系统设计完善、可靠，并供应全套的润滑设备和油系统管道。在油系统和设备上，设置有效的排气孔，润滑油回油是无压的。油系统具有良好的密封性。

（7）结构要求：

1）锅炉配置的风扇磨煤机之间打击轮和易损件应有互换性。

2）分离器的挡板应灵活可靠。

3）风扇磨煤机大门的开、关应灵活可靠，关闭严密。

4）密封隔断装置的升降应灵活可靠，保证磨煤机入口进风管护板的强度，防止热变性。

5）风扇磨煤机的各个结合面应密封严密，不得漏粉。

6）轴承内不得进入灰尘，不允许轴承箱有渗、漏油现象。轴承采用重系列轴承，应保证磨煤机润滑、冷却系统故障情况下的惰走安全。

7）风扇磨煤机打击轮的前后盘、连接梁，应进行探伤检验，符合设计技术文件规定。

8）连接梁应检查壁厚，其允需差应达到设计技术文件规定。

9）打击轮不装打击板和打击轮整体带打击板分别进行静平衡试验，其平衡精度应符合设计技术文件规定。

10）打击轮的锥孔和主轴锥段的接触率不得低于80%。

11）打击轮和机壳之间的装配间隙应符合设计技术文件规定。

12）双列轴承游隙的调整应符合设计技术文件的规定。

13）磨煤机本体允许温度为 500℃，最高极限温度（瞬间）应能承受 550℃。

（8）材料要求：

1）打击轮的打击板采用抗磨损的堆焊耐磨材料制造，符合设计技术文件的规定。

2）主轴材质为 XM35 号钢，保证进行探伤检验，符合设计技术文件的规定。

第二十八章

风　　机

第一节　风 机 分 类

火力发电厂的风机按气流在风机中流动的方向，主要可分为离心风机和轴流式分机。其中，离心风机按吸入口个数可分为单吸和双吸风机；按叶片出口角又可分为前向、径向和后向风机；按叶片的形式可分为机翼形、单板圆弧形和直板形叶片风机；按转子的支撑方式又能够分为悬背支撑和双支撑风机。轴流风机可分为动叶安装角度能够在风机运行中调节的动叶可调轴流式风机；动叶在运转中不可调节，依靠叶轮前的可调导叶进行流量调节的静叶可调轴流式风机。按叶轮级数，又有单级和双级之分。按照火力发电厂风机的用途，风机又可分为送风机、一次风机、引风机和脱硫风机等。本章节将依次介绍离心风机、静叶可调轴流式风机、动叶可调轴流式风机和罗茨风机。

第二节　离 心 风 机

一、工作原理和结构特点

(一) 工作原理

离心风机的工作原理是利用旋转叶轮产生离心力，借离心力的作用，输送流体并提高其压力。流体沿轴向进入叶轮转九十度后沿径向流出。叶轮一般装在外壳内，流体从旋转叶轮获得能量后，从扩压管排出。流体排出后必然在叶轮进口处形成真空，流体则在入口被吸入，叶轮连续旋转，流体则不断被吸入和输出。

由于离心风机的性能范围广、效率高、体积小、重量轻、能与高速原动机直联，因此应用广泛。

(二) 结构特点

离心风机的总体结构主要分为转动部件和非转动部件。

其中，风机的主轴、叶轮和联轴器属于转动部件，轴承是这些转动部件的支撑结构，它们都是风机的关键部件，其性能最直接地会关系到风机运行的安全性和可靠性。尤其是叶片的形式和叶片的结构，是决定风机出力参数的重要因素，它们的合理设计是确保风机高效运行的前提。

此外，机壳、进气箱、入口调节装置、集流器等为非转动部件，可称为静态件。静态件的结构形式、气动特性等也直接关系到风机的性能。

图28-1是某厂家生产的单吸悬臂离心风机的外形结构图，其结构尺寸可参见表28-1。双吸双支撑结构的离心风机外形图及结构尺寸可参见图28-2和表28-2。

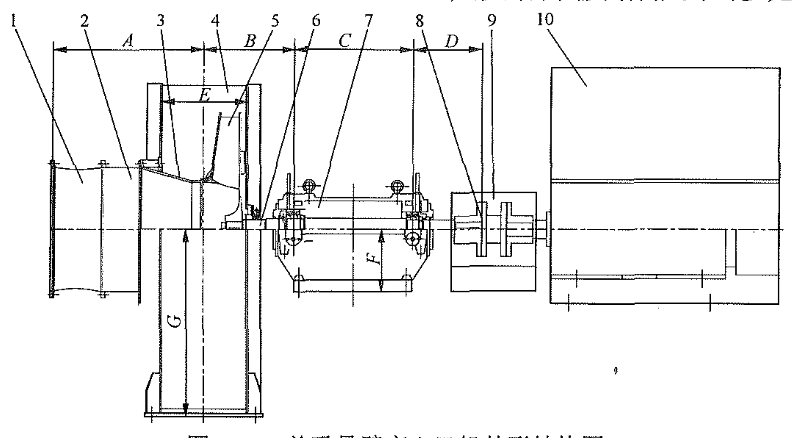


图28-1　单吸悬臂离心风机外形结构图

1—进气膨胀节；2—导叶调节门；3—进风口部；4—机壳部；5—叶轮部；6—转子部；7—轴承箱部；8—联轴器；9—联轴器罩壳；10—电动机

表 28-1　　单吸悬臂离心风机结构尺寸　　（mm）

型号	*A*	*B*	*C*	*D*	*E*	*F*	*G*
2378/760	1204	717	951	549	708	500	1500
2118/980	1150	750	951	500	944	500	1850

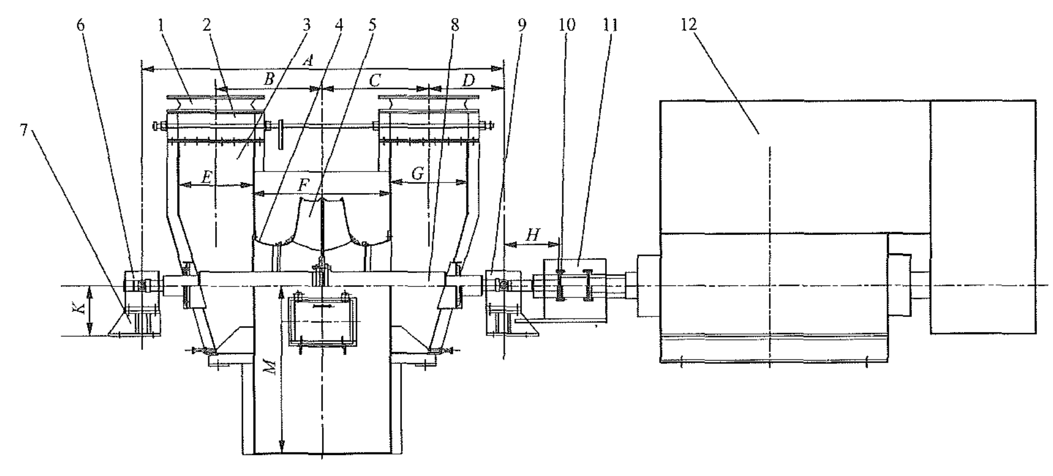


图 28-2　双吸双支撑结构离心风机外形图

1—进气膨胀节；2—挡板调节门；3—机壳部；4—进风口部；5—叶轮部；6—轴承箱；7—轴承箱支架；8—转子部；9—轴承箱部；10—联轴器；11—联轴器罩壳；12—电动机

表 28-2　　双吸双支撑离心风机结构尺寸　　（mm）

型号	*A*	*B*	*C*	*D*	*E*	*F*	*G*	*H*	*K*	*M*
2118AZ/1110	3500	1030	1030	720	750	1334	750	535	700	2313
1888AZ/1145	3100	1116	1116	434	840	1412	840	562	700	2720
1788AZ/1290	4615	1695	1695	560	1030	1730	1030	250	700	3165
1888AZ/1126	3100	1116	1116	584	840	1412	840	562	700	2720

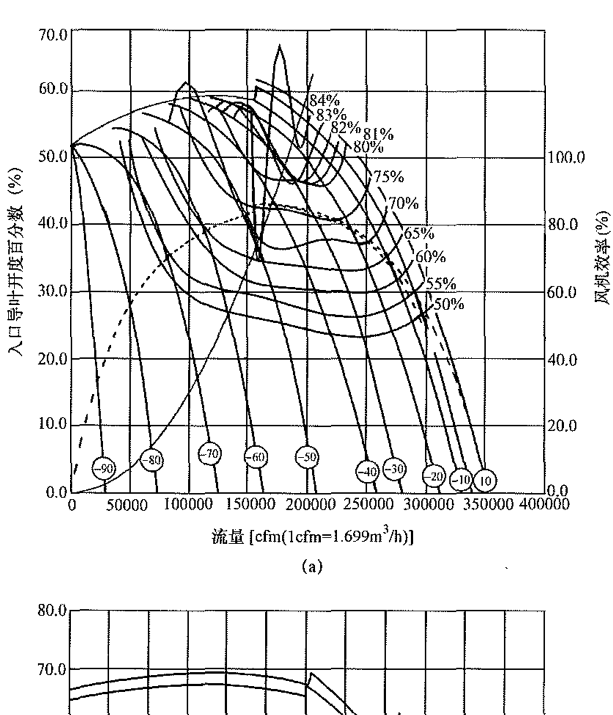
二、性能参数

各种大型的离心风机参数范围宽广，最大流量可达到 1500m^3/s，最大风压可达 80000Pa 左右，其技术参数可覆盖工业用离心风机的全部范围。

离心风机负荷的调节主要是通过导叶和调控风机转速来实现的。

风机的本体可配备入口箱导叶调节挡板，也可采用入口径向导叶调节装置，并由执行机构来控制挡板叶片的开启角度或导叶角度。由于离心风机本身的固有特点，当采用导叶来实现对风机的调节时，部分负荷下的效率始终比满负荷的低，且导叶的开口角度越小（即负荷越小），效率越低，因此对同一个风机而言，满负荷时采用入口箱导叶调节的效率高于入口径向的导叶调节；而在较小负荷（即导叶开度偏小）时，采用入口箱导叶的效率则低于入口径向导叶。

此外，通过调整风机转速也能够实现风机负荷调节。由于调整的是转速，能够避免对入口箱导叶或入口径向导叶小角度时候的气流损失，因此能够实现风机始终处于高效运行状态。采用的方式有液力耦合器和变速电动机等。液力耦合器本身具有隔离轴系振动、启动平稳、离合方便的优点，同时也存在传动损失和滑差损失。变速电动机又分为两种类型，即双速电动机和变频电动机。如果采用双速电动机驱动风机，则可以实现大负荷时高速运行，小负荷时低速运行的状态，从而达到低速小负荷比单速风机节能的目的。但由于只有两个转速，靠变速进行风机调节的性能相当有限，相应的节能效果也有限。变频电动机的调节性能则更为强大，只要在变频器和变频电动机的调速范围内，任何一个风机的转速都能够实现。因而能够确保在所有的工况点上，风机都能够高效运行。图 28-3 描述的就是采用不同调节装置的离心风机性能曲线。



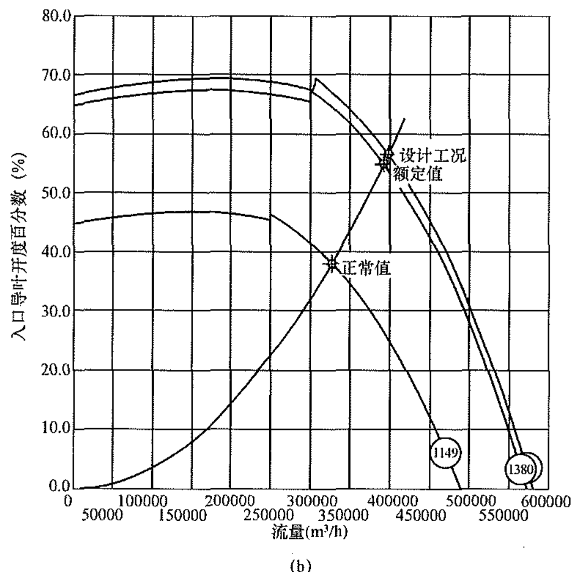


图 28-3　离心风机采用不同调节装置的性能曲线图
（a）入口箱导叶调节时的风机性能曲线；
（b）变速调节时的风机性能曲线

三、主要技术规范

（一）参数要求

在风机编制规范书时，需要提供下列原始数据：风机的用户；风机的用途；风机进口端流量；输送介质温度；风机进气端至风机排气端的全压升（风机全压）或风机静压；风机进口压力；海拔或当地大气压；风机输送的介质，含气体种类、密度、含尘量、灰尘特质（黏结性/磨损性）气体腐蚀情况；风机布置方式；风机调节方式；提供的电源频率、电压条件；提供的水源压力、温度和成分；提供风机的安装地点常年最高和最低环境温度等；风机的性能曲线。

（二）性能保证要求

以下性能保证的空白处由设备制造厂填写。

（1）各工况点的保证值：

1）TB 点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

2）BMCR 点工况（设计煤种），________时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

3）BMCR 点工况（设计煤种），________℃时：风机全压升效率________%，风机本体电耗________kW。

4）THA 点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

5）THA 点工况（设计煤种），________℃时：风机全静压升效率（THA 工况时）________%，风机本体电耗（THA 工况时）________kW。

（2）工作点（100%BMCR 流量工况时）对失速线的偏离值：≥30%。工作点（50%THA 流量工况时）对失速线的偏离值：≥30%。

（3）风机轴承振动速度均方根值：≤4mm/s。

（4）噪声水平（距风机外壳 1m 处）：安装消声器及隔声包覆材料后≤85dB（A）。

（5）风机轴承温升：≤40℃。

（6）转子动平衡最终评价等级：G4。

（三）主要设计要求

（1）正常工作情况下风机使用寿命不小于 30 年。

（2）风机特性曲线的允许偏差，将限制在：

1）在保证点的风量：0～+2%。

2）在保证点的全压：0～+2%。

3）在保证点的效率，无负偏差。

4）轴功率：0～+4%。

（3）每台风机第一临界速度将高于设计速度的 30%。

（4）风机主轴承能承受机壳内的紊流工况所引起的附加推力，并在长期运行时不发生事故。风机采用后弯形式叶轮，风机转速 1500r/min。

（5）风机及其辅助设备，应具有良好的可控性能以及合理的运行操作方式、就地启停、调试、正常运行及事故情况下所必需的测量、控制调节及保护等措施，以确保设备的安全经济运行。

（6）风机及其附属设备，包括基础和支座在内，能经受得住所在地区地震力的作用。在设计地震烈度级的地震作用下，设备均能承受，并保持结构上的完整性。

（7）风机的设计，将考虑到稳定工况和不稳定工况下的离心力、压力、热应力、地震力以及风机自重

和隔声层重量的同时作用。

（8）设备的噪声水平遵守《工业企业噪声卫生标准》的规定，采用保护听力和身体健康的允许连续噪声级检验，距设备机壳外 1m 处的噪声不大于 85dB（A）。

（9）结构要求如下：

1）风机机壳及进气室和进风口将考虑到运输、安装、检修时的方便，并有利于转子的拆装。

2）风机带有必要的密封人孔门，以利检查机内零部件情况。

3）为了消除机壳和进气室刚性不足产生的振动，在它们的内部和外部均采取有效的加强措施。

4）风机的进、出口部位之间均采用挠性连接。

5）风机进气室的最低点装设一定管径的疏水管及阀门。

6）为了便于校正和轴承的拆装，轴承座设有单独的底板和调整螺栓。

7）为避免轴承箱由于温度和压力的升高而漏油，设有放气塞。

8）风机轴穿过进气室的地方设置轴密封装置，以减少介质泄漏。

9）膨胀节能承受风道连接设备运行时的振动，并能承受事故时发生的非正常角位移。

10）风机主轴承箱，供油装置及其连接管道无润滑油泄漏。

（10）电动机应满足高压电动机的要求。

第三节　静叶可调轴流式风机

一、工作原理和结构特点

（一）工作原理

静叶可调轴流式风机的工作原理是利用叶轮对流体作用的升力来输送流体，并提高其压力。流体沿轴向进入叶轮并沿轴向流出。一般叶轮装在壳内，流体从旋转叶轮获得能量后，经导叶将流体的旋转动能部分转变为压力能，而后沿轴向流出，同时在进口形成真空，流体则在吸入口被吸入。叶轮连续旋转，流体则被不断地吸入和排出。

轴流风机和离心式风机相比，其流量大、压力小，因此一般用在大流量低扬程的场合。一般用于大机组的送、引风机。

（二）结构特点

静叶可调轴流风机的主要部件一般包括进气箱、进口导叶调节装置、机壳（带后导叶）转子（叶轮）轴承箱、中间轴、中间轴罩、联轴器、联轴器罩、扩压器、进出口膨胀节、冷却风机、润滑油站等。

某厂家生产的RTF型静叶可调轴流风机的外形图如图 28-4 所示，其结构尺寸见表 28-3。

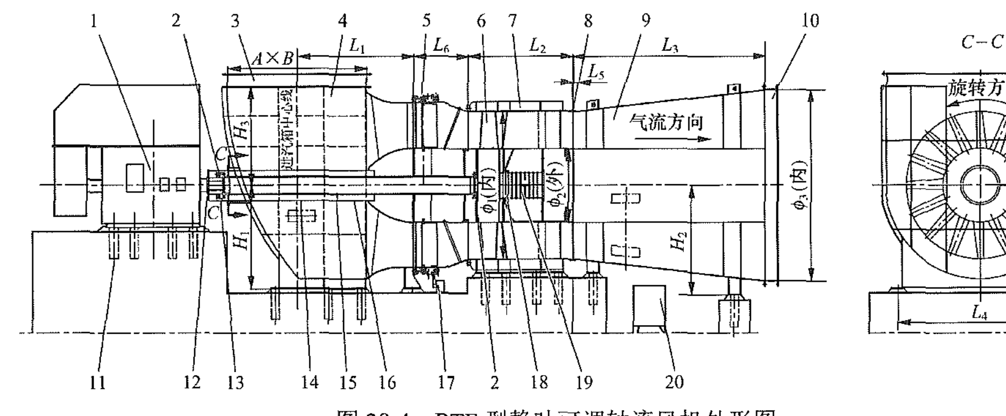


图 28-4　RTF 型静叶可调轴流风机外形图

1—电动机；2—刚挠性半联轴器；3—进气膨胀节；4—进气箱带整流导叶；5—进口导叶调节装置；6—叶轮；7—机壳；8—围带；9—扩压器；10—排气膨胀节；11—地脚螺栓；12—电动机轴套；13—联轴器罩；14—人孔门；15—中间轴；16—中间轴套；17—调节机构；18—温度和防喘振装置；19—轴承箱；20—油站

表 28-3　　RTF 型静叶可调轴流风机结构尺寸　　（mm）

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	$A \times B$	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	L_6	H_1	H_2	H_3
RTF33.5-17-1	3350	1678	4342	3150×4250	2630	2366	4355	3750	25	1250	2350	2500	2240
RTF33.5-19-1	3548	1884	4350	3550×4750	3100	2200	4500	3900	25	1250	2500	2350	2500
RTF38.5-18-1	3850	1778	4871	3750×5000	3500	2200	4855	4000	25	1250	2660	2800	2660
RTF38.5-19-1	3850	1884	4871	3750×5000	3500	2200	4855	4000	25	1250	2660	2800	2660
RTF42-19-1	4218	1884	5483	4180×5500	3700	2366	5483	4400	25	1250	2950	3080	2950

二、性能参数

静叶可调轴流风机参数范围宽广，流量范围为30～1500m³/s，压力范围为900～21000Pa，最高温度为200℃，技术参数可覆盖电站用静叶可调风机的全部工况范围。图28-5是某厂家静叶可调轴流风机的性能曲线图。

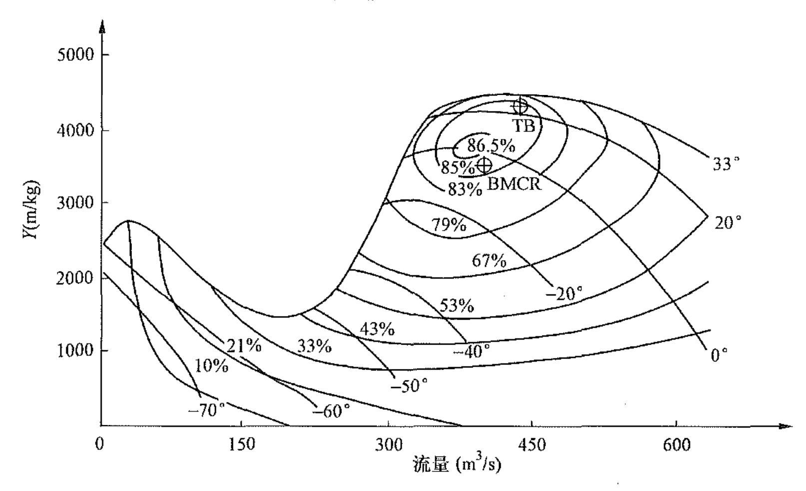


图28-5　静叶可调轴流风机的性能曲线图

三、技术规范

（一）参数要求

在风机编制规范书时，需要提供下列原始数据：风机的用户；风机的用途；风机进口端流量；输送介质温度；风机进气端至风机排气端的全压升（风机全压）或风机静压；风机进口压力；海拔或当地大气压；风机输送的介质，含气体种类密度含尘量灰尘特质（黏结性/磨损性）气体腐蚀情况；风机布置方式；风机调节方式；提供的电源频率电压条件；提供的水源压力温度和成分；提供风机的安装地点常年最高和最低环境温度；风机的性能曲线。

（二）性能保证要求

以下性能保证的空白处由设备制造厂填写。

（1）各工况点的保证值：

1）TB点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

2）BMCR点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

3）BMCR点工况（设计煤种），________℃时：风机全压升效率________%，风机本体电耗________kW。

4）THA点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

5）THA点工况（设计煤种），________℃时：风机全静压升效率（THA工况时）________%，风机本体电耗（THA工况时）________kW。

（2）工作点（BMCR工况时）对失速线的偏离值：≥20%。

（3）风机的第一临界转速：________r/min。

（4）风机轴承振动速度均方根值：≤4.0mm/s。

（5）调节叶片全过程的动作时间：25～40s。

（6）噪声水平（距风机外壳1m处）：安装隔声包敷层后不大于85dB（A）。

（7）风机轴承温升：≤50℃。

（8）转子动平衡最终评价等级：G4.0。

（9）叶片寿命：正常工况下不小于50000h。

（10）主轴承寿命：100000h。

（11）平均连续无故障运行时间7500h。

（12）大修周期5年。

（三）主要设计要求

（1）风机整机寿命不低于30年。

（2）在额定转速下，正常工作区域内，风机特性曲线的允许偏差，应限制在：

1）全压升所对应保证点的风量偏差：0～+2%。

2）流量保证点所对应的全压升偏差：0～+2%。

3）保证点的全压升效率，无负偏差。

4）轴功率偏差：≤±2%。

（3）风机应保证从满负荷至最小负荷的全部运行条件下，工作点均落在失速线的下方。工作点（BMCR工况）对于失速线的偏离值为风机在该叶片角度下失速流量的10%以上，并且保证风机在任何角度下运行的最小流量必须大于该角度下的失速流量的5%。

（4）两台风机并联运行时，卖方应保证所提供每台风机的失速线均不影响这些风机的并联运行，且不产生喘振。

（5）每台风机的第一临界转速至少高于设计转

速的 25%。

（6）风机应有良好的调节性能。正常工况下调节流量时，调节叶片由最小开度到对应于满负荷的最大开度的动作时间不超过 25s，非正常工况时动作时间不超过 25s。

（7）当该静叶可调轴流风机为引风机时，叶轮可能被尘粒磨损，应采用可靠的防磨措施。在烟气含尘量不大于 200mg/m^3 的条件下，叶片寿命不低于 50000h，锅炉启停时，允许含尘量大于 260mg/m^3。

（8）在全部运行条件下风机轴承的振动速度（X、Y、Z 两个方向）均方根值均小于 4.0mm/s。保证的振动值为：≤4.0mm/s（水平方向），≤4.0mm/s（垂直方向），4.0mm/s（轴向）。同时应装设在线测振装置，可近、远程监视。

（9）风机主轴承应能承受机壳内的紊流工况所引起的附加推力，并在长期运行中不发生事故。

（10）风机及其辅助设备，应有良好的可控性能以及合理的运行操作方式、就地启停、调试和正常运行及事故情况下所必需的测量、控制、调节及保护等措施，全过程调节中没有死行程和明显滞后，以确保设备的安全经济运行。

（11）风机及其辅助设备，包括基础和支座在内，应能经受得住所在地区地震力的作用。在设计地震烈度级的地震作用下，设备均能承受并保持结构上的完整性，抗震措施应符合本地区抗震设防烈度提高一度的要求。

（12）风机的设计，应考虑到稳定工况和不稳定工况下的离心力、压力、热应力、地震力以及风机自重和隔声层重量的同时作用。

（13）距风机外壳 1m 处的噪声值不大于 85dB（A）。

（14）如果噪声值大于 85dB（A）。风机应有包敷层设计，隔声处理，能符合 GB/T 50087《工业企业噪声控制设计规范》及其他有关标准和规范的规定。

（15）结构要求如下：

1）风机机壳、进气室和进风口，应考虑到运输、安装及检修时的方便，并有利于检修时转子吊出。

2）风机应带有必要的密封人孔门，以利于检查机内零部件情况。

3）在机壳和进气室内部和外部均应采取有效的加强措施，以消除由于其刚性不足产生的振动。

4）风机的进口部件、出口部件、进气室与机壳，机壳与扩压段之间应采用挠性连接。

5）如在运行中发生涡流诱导振动，卖方应负责采取合理的消振措施，避免风量、风压和功率的大幅度波动。

6）风机轴穿过进气室的地方，应设置轴密封装置，以防止介质泄漏。

7）联轴器处应设置刚制联轴器保护罩，该保护罩应是可拆卸的和封闭的。

8）为便于主轴对中和拆装方便，风机主轴承箱应设计成整体结构，直接用螺栓与机壳结合。

9）主轴承应设计成在风机壳体内一旦出现紊流工况时，应能承受全部附加推力而不发生故障，并要求当电动机油系统事故停运而使风机机组转速惰走到零时的过程中，轴承不会损坏。

10）风机主轴承采用滚动轴承，其正常工作温度不大于 70℃，最高温度不超过 85℃。并由 DCS 实现 85℃以上的报警功能，每个轴承处设测温装置三点。

11）风机进气室的最低点应装设一定管径的疏水管及阀门。

12）为避免轴承箱由于温度和压力的升高而漏油，应有放气塞。

13）风机的各个组件和部件，应配备方便检修的吊耳或吊孔。

14）风机主轴承箱供油装置及其连接管道无润滑油脂泄漏。

15）风机应有失速喘振报警装置及轴承振动测量装置。

16）风机机壳、进气室和扩压器等的所有焊缝应检查合格，并满足风机焊接质量要求。

（16）电动机应满足高压电动机的要求。

第四节　动叶可调轴流式风机

一、工作原理和结构特点

（一）工作原理

动叶可调轴流风机的动叶片安装角可在运行状态下通过采用电动执行器远程操控液压调节装置进行同步调节，可使风机流量、风压始终与系统工程匹配，且流量变化范围大、高效率运行区宽广，节能效果显著，降低运行成本。

（二）结构特点

动叶可调轴流风机结构组成可分为转动部件和静态部件。其中，转动部件主要包括轮毂、叶片、叶柄轴承、液压调节装置、主轴承组和联轴器；静态部件包括进气箱、叶轮外壳、扩压器、滑动支座、液压和润滑油站、加热元件和密封风系统以及进出口膨胀节等。

某厂家生产的 FAF 型动叶可调轴流式送风机、PAF 型动叶可调轴流式一次风机、SAF 型动叶可调轴流式引风机以及 RAF 型动叶可调轴流式脱硫脱硝风机的外形图如图 28-6～图 28-9 所示，结构尺寸见表 28-4～表 28-7。

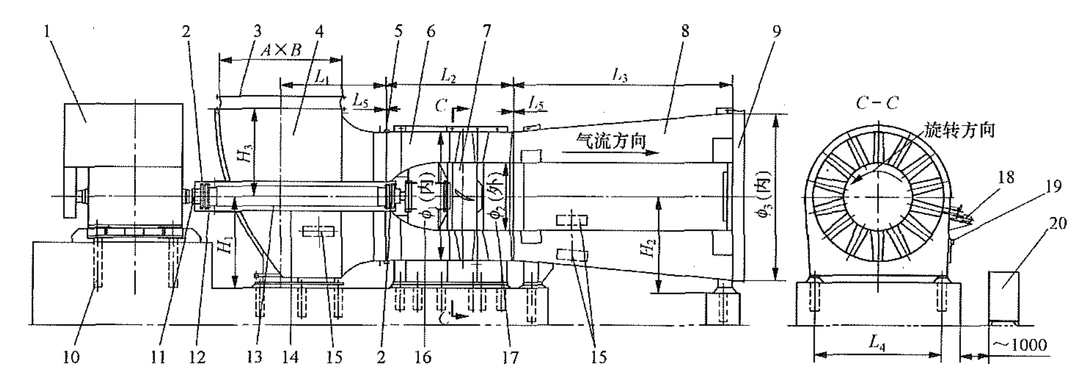
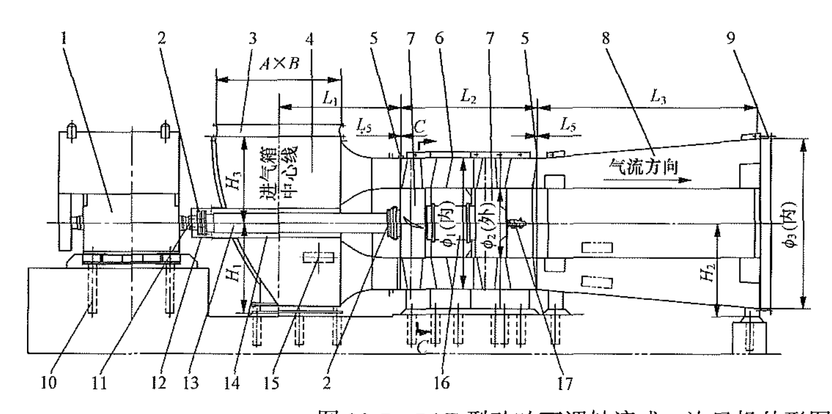


图 28-6　FAF 型动叶可调轴流式送风机外形图

1—电动机；2—刚挠性半联轴器；3—进气膨胀节；4—进气箱；5—围带；6—机壳带整流导叶；7—转子；8—扩压器；9—排气膨胀节；10—地脚螺栓；11—电动机轴套；12—联轴器罩；13—中间轴；14—中间轴套；15—人孔门；16—轴承箱；17—液压缸；18—叶片调节机构；19—温度和防喘振装置；20—油站

表 28-4　　FAF 型动叶可调轴流式送风机结构尺寸　　(mm)

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	A×B	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	H_1	H_2	H_3
FAF18-10.6-1	1778	1060	2305	1700×2210	1500	2070	3010	1800	20	1180	1400	1180
FAF19-10-1	1884	1000	2442	1800×2370	1550	2070	3190	1900	20	1250	1420	1250
FAF20-10-1	1996	1000	2587	1900×2500	1620	2070	3260	2000	20	1330	1520	1330
FAF22.4-16-1	2238	1584	2901	2120×2800	1800	2460	3790	2180	20	1500	1600	1500
FAF25-17-1	2512	1678	3256	2370×3150	2020	2300	3866	2530	20	1700	1750	1700
FAF26.6-15-1	2660	1496	3448	2500×3350	2163	2580	3458	2600	20	1800	1900	1800
FAF28-12.5-1	2818	1258	3653	2660×3550	2270	2540	4770	2800	20	1900	2050	1900



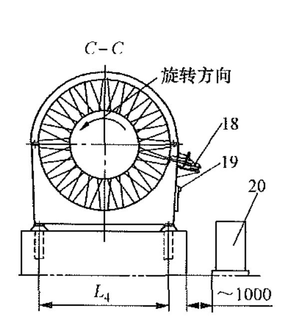


图 28-7　PAF 型动叶可调轴流式一次风机外形图

1—电动机；2—刚挠性半联轴器；3—进气膨胀节；4—进气箱带轴流导叶；5—围带；6—机壳；7—双级转子；8—扩压器；9—排气膨胀节；10—地脚螺栓；11—电动机轴套；12—联轴器罩；13—中间轴；14—中间轴套；15—人孔门；16—轴承箱；17—液压缸；18—叶片调节机构；19—温度和防喘振装置；20—油站

表 28-5　　PAF 型动叶可调轴流式一次风机结构尺寸　　(mm)

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	A×B	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	H_1	H_2	H_3
PAF13.3-8-2	1337	796	1792	1250×1700	1300	1890	2258	1400	20	900	1000	900
PAF15.3-11.8-2	1530	1188	2053	1400×1900	1500	2100	2059	1600	20	1060	1200	1060
PAF16-11.8-2	1584	1188	2053	1500×2000	1500	2100	2059	1600	20	1000	1200	1060
PAF17-12.5-2	1678	1258	2175	1600×2120	1600	2100	2840	1640	20	1120	1270	1120

续表

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	$A\times B$	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	H_1	H_2	H_3
PAF18-13.3-2	1778	1334	2305	1700×2240	1740	2460	3010	1800	20	1180	1320	1180
PAF19-13.3-2	1884	1334	2442	1800×2370	1740	2900	3190	1840	20	1250	1600	1250
PAF20.8-13.3-2	2080	1334	2740	2000×2660	2250	3000	3578	2240	20	1400	1600	1400
PAF21.1-15-2	2114	1496	2740	2000×2660	2250	3000	3578	2240	20	1400	1600	1400
PAF22.4-13.9-2	2238	1390	2901	2120×2800	2000	2900	2910	2150	20	1500	1700	1500

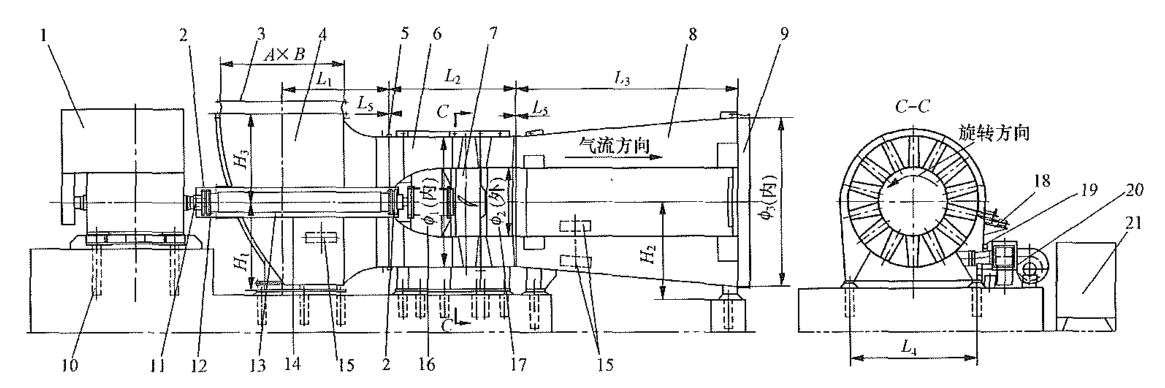


图 28-8　SAF 型动叶可调轴流式引风机外形图

1—电动机；2—刚挠性半联轴器；3—进气膨胀节；4—进气箱；5—围带；6—机壳带整流导叶；7—叶轮；8—扩压器；9—排气膨胀节；10—地脚螺栓；11—电动机轴套；12—联轴器罩；13—中间轴；14—中间轴罩；15—人孔门；16—轴承箱；17—液压缸；18—叶片调节机构；19—温度和防喘振装置；20—冷却风机；21—油站

表 28-6　SAF 型动叶可调轴流式引风机结构尺寸　（mm）

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	$A\times B$	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	H_1	H_2	H_3
SAF28-19-1	2818	1884	3653	2660×3550	2280	2894	3665	2800	25	1650	1960	1900
SAF30-20-1	2986	1996	3870	2800×3750	2320	3100	3500	3000	25	1995	2125	1995
SAF31.5-18-1	3162	1778	4098	3000×4000	2600	3350	4111	3000	25	2120	2250	2120
SAF35.5-20-1	3546	1996	4600	3350×4500	2800	3500	4500	3400	25	2270	2450	2370
SAF37.5-22.4-1	3758	2238	4871	3550×4750	2900	3700	4858	3700	25	2600	2900	2500
SAF40-19-2	3982	1884	5161	3750×5000	3500	4000	5117	3900	25	2600	2700	2660

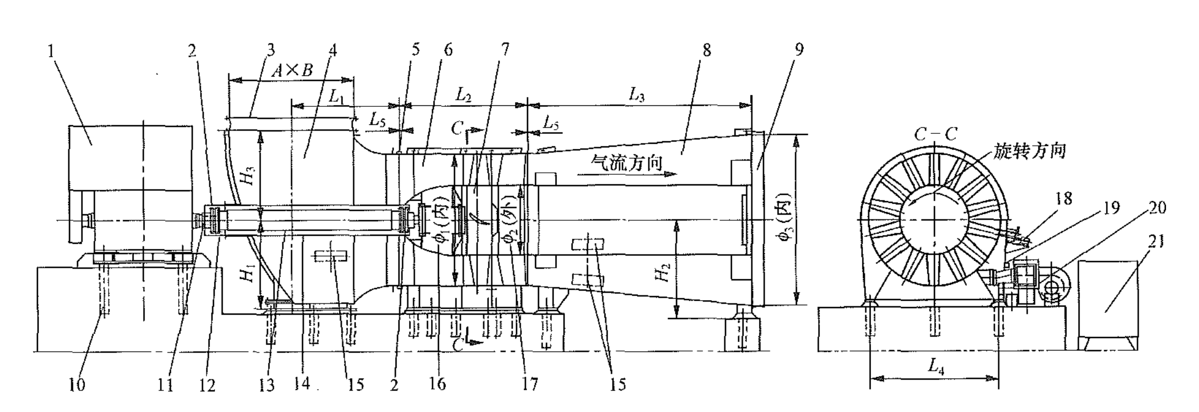


图 28-9　RAF 型动叶可调轴流式脱硫脱硝风机外形图

1—电动机；2—刚挠性半联轴器；3—进气膨胀节；4—进气箱；5—围带；6—机壳带整流导叶；7—叶轮；8—扩压器；9—排气膨胀节；10—地脚螺栓；11—电动机轴套；12—联轴器罩；13—中间轴；14—中间轴罩；15—人孔门；16—轴承箱；17—液压缸；18—叶片调节机构；19—温度和防喘振装置；20—冷却风机；21—油站

表 28-7　　**RAF 型动叶可调轴流式脱硫脱硝风机结构尺寸**　　（mm）

型号	ϕ_1	ϕ_2	ϕ_3	$A \times B$	L_1	L_2	L_3	L_4	L_5	H_1	H_2	H_3
RAF31.5-16-1	3162	1584	4098	3000×4000	2900	2800	5240	3982	25	2500	2800	2500
RAF35.5-18-1	3548	1778	4600	3350×4500	2800	3200	4500	3400	25	2370	2550	2370
RAF40-19-1	3982	1884	5161	3750×5000	3030	3185	5180	3982	25	2725	2790	2670
RAF42-20-1	4218	1996	5467	4000×5300	3400	3800	5483	4200	25	2800	2470	2800
RAF44-21.1-1	4400	2114	5726	4180×5500	3350	3275	5720	4400	25	2580	3080	2950
RAF45-22.4-1	4466	2238	5790	4250×5600	4000	3800	5806	4400	25	2700	3200	3000
RAF46.5-21.1-1	4650	2114	6135	4500×6000	4400	4000	6150	4700	25	3150	2800	3150
RAF47.5-25-1	4732	2372	6135	4500×6000	4200	3800	6150	4700	25	3150	3400	3150
RAF48.5-23.7-1	4850	2372	6287	4605×6126	4400	3800	6305	4700	30	3500	3400	3235
RAF52-23.7-1	5200	2372	6880	5000×6700	4610	3800	6900	4700	30	3500	3700	3480

二、性能参数

动叶可调式轴流风机具有非常宽广的气动性能覆盖范围。单级轴流风机的流量范围为 25～1600m³/s，压力范围可以达到 300～14000Pa；双级轴流风机的流量范围为 15～1600m³/s，压力范围可以达到 1500～28000Pa；不同的叶型设计能够不同的气动性能要求。图 28-10 是不同叶型的性能曲线。图 28-11 是某厂家动叶可调轴流风机的性能曲线图。

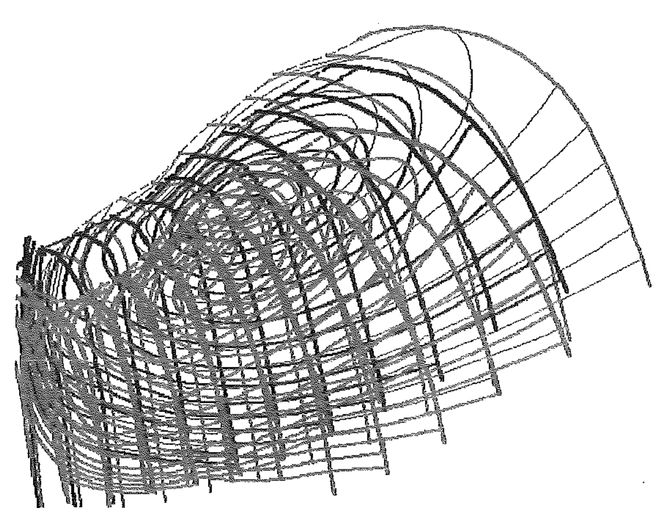


图 28-10　不同叶型的性能曲线图

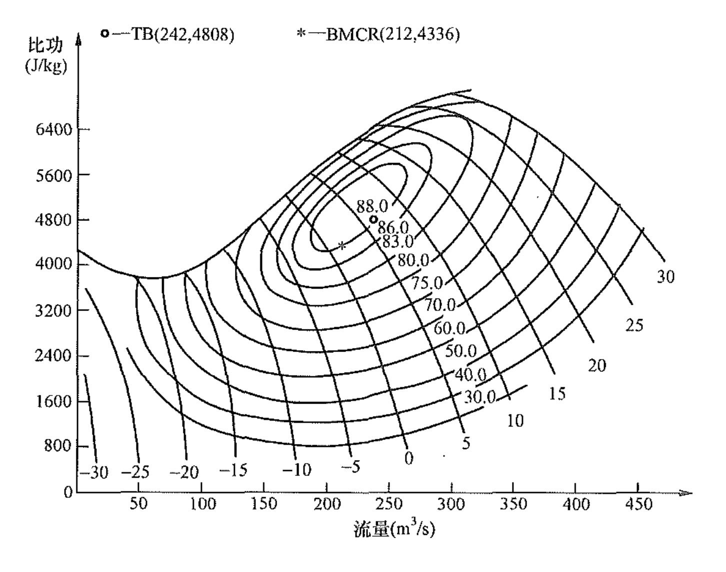


图 28-11　动叶可调轴流风机的性能曲线图

三、技术规范

（一）参数要求

在风机编制规范书时，需要提供下列原始数据：风机的用户；风机的用途；风机进口端流量；输送介质温度；风机进气端至风机排气端的全压升（风机全压）或风机静压；风机进口压力；海拔或当地大气压；风机输送的介质，含气体种类、密度、含尘量、灰尘特质（黏结性/磨损性）气体腐蚀情况；风机布置方式；风机调节方式；提供的电源频率、电压条件；提供的水源压力、温度和成分；提供风机的安装地点常年最高和最低环境温度；风机的性能曲线。

（二）性能保证要求

以下性能保证的空白处由设备制造厂填写。

（1）各工况点的保证值：

1）TB 点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m³/s；________kg/s；全静压升________Pa。

2）BMCR 点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m^3/s；________kg/s；全静压升________Pa。

3）BMCR 点工况（设计煤种），________℃时：风机全压升效率________%，风机本体电耗________kW。

4）THA 点工况（设计煤种），________℃时：风流量________m^3/s；________kg/s；全静压升________Pa。

5）THA 点工况（设计煤种），________℃时：风机全静压升效率（THA 工况时）________%，风机本体电耗（THA 工况时）________kW。

（2）工作点（BMCR 工况时）对失速线的偏离值：≥13%。

（3）风机的第一临界转速：≥1937r/min。

（4）风机轴承振动速度均方根值：≤4.0mm/s。

（5）动叶调节全过程的动作时间：30s。

（6）噪声水平（距风机外壳 1m 处）：≤85dB（A）（包覆后）。

（7）风机轴承温升：≤40℃。

（8）转子动平衡最终评价等级：G4。

（9）平均连续无故障运行时间：≥50000h。

（10）大修周期：5～6 年（建议第一次大修为 5 年）。

（三）主要设计要求

（1）一次风机整机寿命不低于 30 年。

（2）在额定转速下，正常工作区域内，风机特性曲线的允许偏差，应限制在：

1）在全压升所对应保证点的风量偏差：0～+2%。

2）在流量所对应的保证点的全压升偏差：0～+2%。

3）在保证点的全压升效率，不得有负偏差。

4）轴功率偏差：±2%。

（3）风机从满负荷至最小负荷的全部运行条件下，工作点均落在失速线的下方。工作点（BMCR 工况）对于失速线的偏离值为风机在该叶片角度下失速流量的 10%以上，并且保证风机在任何角度下运行的最小流量必须大于该角度下的失速流量的 5%。

（4）两台风机并联运行时，卖方应保证所提供每台风机的失速线均不影响两台风机的并联运行，并不产生喘振。

（5）每台风机的第一临界转速至少高于设计转速的 25%。

（6）风机应有良好的调节性能。正常工况下用调节动叶控制流量时，调节叶片由最小开度到对应于满负荷的最大开度的动作时间不超过 30s。

（7）动叶可调轴流风机的叶片调节装置应灵活、可靠，叶片在全过程调节中没有死行程和明显滞后。

（8）在全部运行条件下风机轴承的振动速度（X、Y、Z 三个方向）均方根值均小于 4.0mm/s。卖方保证的振动值为：<4.0mm/s（水平方向），<4.0mm/s（垂直方向），<4.0mm/s（轴向）。同时应装设在线测振装置，可近、远程监视。就地显示仪表买方提供。

（9）风机主轴承应能承受机壳内的紊流工况所引起的附加推力，并在长期运行时不发生事故。

（10）风机及其辅助设备，应有良好的可控性能以及合理的运行操作方式、调试和正常运行及事故情况下所必需的测量、控制、调节及保护等措施，以确保设备的安全经济运行。

（11）风机及其辅助设备，应能经受所在地区地震力的作用。在设计地震烈度级的地震作用下，设备均能承受并保持结构上的完整性，抗震措施应符合本地区抗震设防烈度提高一度的要求。

（12）风机的设计，应考虑到稳定工况和不稳定工况下的离心力、压力、热应力、地震力以及风机自重和隔声层重量的同时作用。

（13）距风机外壳 1m 处的噪声值不得大于 85dB（A）。

（14）风机应有包敷层设计和隔声处理，使其符合 GB/T 50087《工业企业噪声控制设计规范》及其他有关标准和规范的规定。

（15）结构要求：

1）风机机壳、进气室和进风口，应考虑到运输、安装及检修时的方便，并有利于检修时转子吊出。

2）风机应带有必要的密封人孔门，以利于检查机内零部件情况。

3）在机壳和进气室内部和外部均应采取有效的加强措施，以消除由于其刚性不足产生的振动。

4）风机的进口部位、出口部位、进气室与机壳，机壳与扩压段之间应采用挠性连接。

5）如在运行中发生涡流诱导振动，卖方应负责采取合理的消振措施，避免风量、风压和功率的大幅度波动。风机出口风道扩散角应小于临界值，以避免产生涡流诱导振动。

6）风机轴穿过进气室的地方，应设置轴密封装置，以防止介质泄漏。

7）联轴器处应设置钢制联轴器保护罩，该保护罩应是可拆卸的和封闭的。

8）为便于主轴对中和拆装方便，风机主轴承箱应设计成整体结构，直接用螺栓与机壳结合。

9）主轴承应设计成在风机壳体内一旦出现紊流工况时，应能承受全部附加推力而不发生故障，并要求当油系统事故而使风机机组转速惰走到零时的过程中，轴承不会损坏。

10）风机主轴承采用滚动轴承（应采用进口轴承），其正常工作温度不大于 70℃，最高温度不得超过

85℃，并要求设置85℃以上的报警措施，每个轴承处设测温装置至少三点。

11）风机进气室的最低点应装设一定管径的疏水管及阀门。

12）为了便于轴的找正和轴承拆装，轴承座必须有单独的底板和调整螺丝。

13）风机油站如果采用闭式冷却水进行冷却，油站应能满足封闭式冷却水系统的设计要求冷却系统的强度按照冷却水的最高压力进行设计，冷却效果按照最低的压力及最高的冷却水温进行设计。风机轴承采用强制油循环进行冷却。

14）为避免轴承箱由于温度和压力的升高而漏油，应设有放气塞。

15）风机的各个组件和部件，应配备方便检修的吊耳或吊孔。

16）风机主轴承箱、液压控制装置、供油装置及其连接管道不允许有控制油或润滑油泄漏，现场安装油系统接头时如需密封材料。

17）风机有（失速）喘振报警装置及轴承振动测量装置。

（16）电动机应满足高压电动机的要求。

第五节　罗　茨　风　机

一、工作原理和结构特点

（一）工作原理

罗茨风机是由相互啮合的转子，推动气缸容积内的气体，在排气腔内达到升压目的的容积式鼓风机。

罗茨风机的特点是输送的风量与转数近似成比例。此外，罗茨风机运转时能够消除脉动而降低噪声。齿轮侧及传动侧均采用机油的润滑方式，以延长轴承寿命利于保养。

罗茨风机正压输送的用途包括废水处理、氧气补充等。真空用途包括脱水、过滤、粉粒体输送等。

（二）结构特点

与其他风机的结构不同，罗茨风机为容积式风机，罗茨风机的外形图如图28-12所示。

二、性能参数

就性能参数而言，罗茨风机的排出压力可高达100kPa，转速也可高达2000r/min以上，占地空间一般不大。其应用实例主要分为正压输送用途和真空用途。正压输送方面有粉粒体输送、废水处理、谷类输送等。真空用途方面可用于脱水、过滤器、粉粒体输送等。电站方面应用较多的有脱硫系统中的氧化风机和除灰渣系统的气化风机。

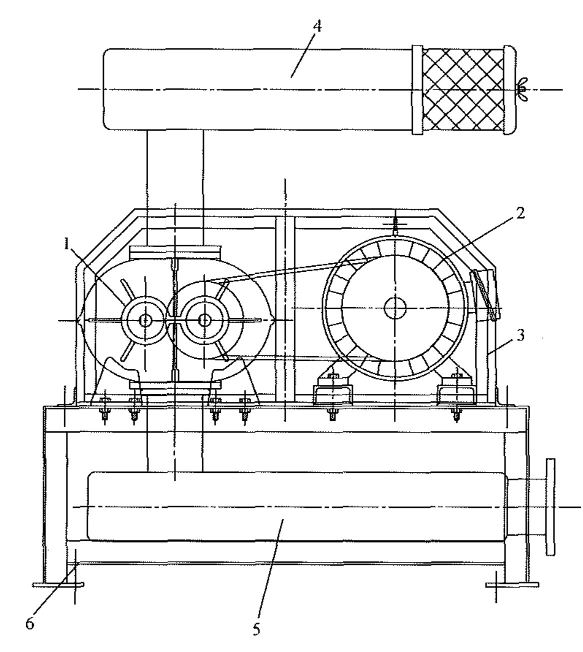


图28-12　罗茨风机外形图

1—罗茨风机主体；2—电动机；3—皮带罩；4—进口消声器；5—出口消声器；6—底座

三、技术规范

（一）参数要求

在风机编制规范书时，需要提供下列原始数据：风机的用户；风机的用途（用以区分风机为正压或负压）；气体性质（气体名称、状态、温度有无腐蚀性或爆炸性、混合气体的组成成分及分子量）；压力（确定有无背压）；场地设置；电动机（型号、输出功率、极数）；驱动方式（联轴器、皮带传动）。

（二）性能保证要求

以下性能保证的空白处由设备制造厂填写。

风量：≥________m^3/s（湿态）。

全压升：≥________kPa（消声器出口）。

风机总效率：≥________%。

风机轴功率：≤________kW。

风机轴承振动速度均方根值：≤4.0mm/s。

风机轴承双向振幅：≤________mm。

噪声水平（距风机外壳1m处）：≤85dB（A）包覆后。

风机轴承温度：≤40℃。

转子动平衡最终评价等级：G2.5。

（三）主要设计要求

（1）第一次大修前安全运行的时间大于16000h，同步齿轮寿命大于40000h，精度不低于GB 10095《圆柱齿轮　精度制》规定的5级。

（2）风机特性曲线的允许偏差，应限制在：

1）在保证点的风量为+5%（不允许负偏差）。

2）在保证点的全压为0～+5%。

（3）轴承部位振动速度的有效值（均方根值）应不大于11.2mm/s。

（4）风机主轴承要求采用进口SKF轴承，应能承受机壳内的紊流工况所引起的附加推力，并在长期运行时不发生事故。

（5）风机及其辅助设备，应有良好的性能，合理的运行操作方式及就地启停、调试和正常运行及事故情况下所必需的测量，控制调节及保护等措施，以确保设备的安全经济运行。

（6）风机及其附属设备，包括基础和支座在内，应能经受得住风机安装所在地区地震力的作用。需证明，在设计地震烈度级的地震作用下，设备均能承受，并保持结构上的完整性。证明方法，可选用下列方法中的一种或几种的组合：

1）用静态分析预计设备的性能及对地震力的反应。

2）在模拟的地震条件下，对设备进行静态或动态试验。

3）利用以往设备经受地震的经验，证明本工程的设备在地震条件下运行的可靠性。

（7）风机的设计，应考虑到稳定工况和不稳定工况下的离心力、压力、热应力、地震力以及风机自重和保温重量的同时作用。

（8）设备的噪声水平应遵守《工业企业噪声卫生标准》的规定，采用保证听力和身体健康的允许连续噪声级检验，距设备外1m处的噪声不大于85dB（A）。

（9）两台风机并列运行时，风机不发生共振。

（10）叶轮动平衡精度不低于G2.5级。

（11）安全和自动放空阀设有排放防护和引导装置，以避免自阀中排出的高温气体妨害人身安全。

（12）结构要求：

1）风机机壳及进气室和进风口，应考虑到运输、安装、检修时的方便，并有利于转子的拆装。

2）风机各部位间隙应符合设计要求。

3）为了消除机壳和进气室刚性不足产生的振动，在它们的内部和外部均应采取有效的加强措施，例如，在外部焊置井字形格筋板，在内部焊置空心管等。

4）机壳、进气室等均应设计成便于调换的结构。

5）为了便于轴的校正和轴承的拆装，轴承座必须有单独的底板和调整螺栓。

6）联轴器处应设置钢质联轴器保护罩，该保护罩应该是可拆卸的和封闭的。

7）风机的各个组件及部件应配有吊耳或吊孔。

（13）电动机应满足高压电动机的要求。

第二十九章

除 尘 器

除尘器通过重力沉降、离心沉降、惯性沉降、扩散沉降、静电沉降、筛分作用、凝并作用等机理的综合运用捕捉烟气中的颗粒物。火力发电厂的除尘器根据除尘机理不同，可分为机械除尘器、电除尘器和机械—电混合除尘器三大类。根据除尘过程中是否采用液体进行除尘，又可分为干式除尘器和湿式除尘器。燃煤电厂中常用的除尘器主要为干式静电除尘器、袋式除尘器、电袋除尘器和湿式电除尘器。

第一节 干式静电除尘器

干式静电除尘器利用电场的作用将锅炉烟气中的粉尘除掉，以实现净化排放到大气中的烟气的作用。

近年来，干式静电除尘器技术在常规静电除尘器的基础上衍生出很多新技术，这些新技术从静电除尘器的原理入手，通过优化工况条件、改变除尘工艺路线、克服常规静电除尘器存在高比电阻粉尘引起的反电晕和振打引起的二次扬尘及细微粉尘荷电不充分的技术瓶颈，从而改善除尘器性能，提高除尘效率。目前，应用业绩较多的新技术有：移动电极电除尘器技术；低低温电除尘器技术；SO_3 烟气调质技术；粉尘凝聚技术；新型高压电源技术。

一、工艺原理及特点

（一）常规干式静电除尘器的工作原理和特点

烟气中含有粉尘颗粒的气体，在接有高压直流电源的阴极线（又称电晕极）和接地的阳极板之间所形成的高压电场通过时，由于阴极发生电晕放电、气体被电离，此时，带负电的气体离子，在电场力的作用下，向阳板运动，在运动中与粉尘颗粒相碰，则使尘粒荷带负电，荷电后的尘粒在电场力的作用下，亦向阳极运动，到达阳极后，放出所带的电子，尘粒则沉积于阳极板上，而得到净化的气体排出除尘器外。静电除尘器工作原理示意图如图 29-1 所示。

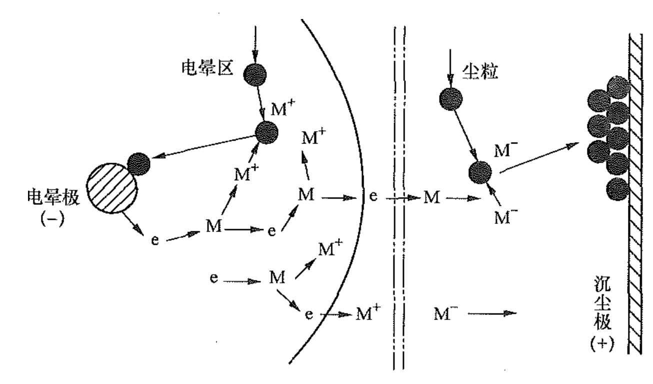


图 29-1 静电除尘器工作原理示意图

干式静电除尘器的优点如下：

（1）除尘效率高。对于煤种合适、设计合理的普通干式静电除尘器的除尘效率可达到 99.8%以上，对于低低温静电除尘器的除尘效率最高可达到 99.9%。

（2）阻力损失小。干式静电除尘器的阻力通常小于 300Pa。

（3）能处理的烟气温度范围广。普通的静电除尘器能处理 95～250℃的烟气，低低温静电除尘器能处理 80～95℃的烟气。经过特殊设计的静电除尘器可处理 250～500℃的烟气。

（4）具有烟气污染物协同处理能力。干式静电除尘器除了能捕捉收集烟气中的灰尘外，还能捕捉烟气中的固态颗粒汞（Hg^P）、包裹着的 SO_3 气溶胶等大气污染物。

（5）运行费用低。静电除尘器本体烟气阻力较低，因此引风机电耗较低。另外，静电除尘器结构简单，主要部件使用寿命长，检修间隔周期长，正常维护工作量和维护费用较低。

（6）可以完全实现操作自动控制。

干式静电除尘器的缺点如下：

（1）投资成本较大。例如，按照 2014 年的价格水平，一台 350MW 机组的干式静电除尘器约 1680 万元人民币［每炉 2 台双室四电场（含一级高频电源）干式静电除尘器，效率不小于 99.6%］；一台 660MW 机组的干式静电除尘器约 3400 万元人民币［每炉 2

台双室五电场（含一级高频电源）干式静电除尘器，效率不小于 99.8%]；一台 1000MW 机组的干式静电除尘器约 4350 万元人民币[每炉 2 台三室五电场（含一级高频电源）干式静电除尘器，效率不小于 99.8%]。

（2）应用范围受飞灰比电阻限制。干式静电除尘器适合的比电阻范围为 10^4～5×10^{11}（Ω·cm）。对一些高比电阻的粉尘（如准格尔、新密、宣威地区的煤）则很难捕集，即使采用五电场电除尘器也很难确保排放浓度在 50mg/m³ 以下。

（3）占地面积较大。

（4）烟气量变化及入口浓度变化影响除尘效率。

（二）旋转电极静电除尘器的工作原理及特点

旋转电极静电除尘器的除尘原理与常规电除尘器完全相同，主要区别在于清灰方式。常规电除尘器采用振打等方式来达到清灰的目的；而转动阳极板在驱动轮的带动下缓慢地上下移动，附着在极板上的粉尘在尚未达到形成反电晕的厚度时就随极板转移到非收尘区域，被正反转动的清灰刷刷除，粉尘直接刷落于灰斗中，最大限度地减少二次扬尘。由于集尘极能保持清洁状态且粉尘在灰斗中被排除，有效克服了困扰常规电除尘器对高比电阻粉尘的反电晕及振打二次扬尘等问题，大幅度提高了除尘效率，同时降低对煤种变化的敏感性。

旋转电极静电除尘器的示意图如图 29-2 所示。

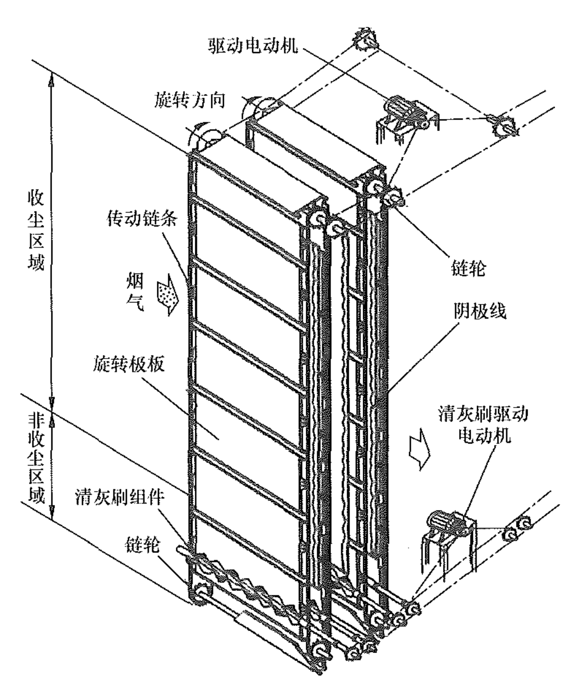


图 29-2 旋转电极静电除尘器的示意图

旋转电极静电除尘器的主要优点有：

（1）能保持阳极板的清洁，使电除尘器长期运行时，性能基本不会下降；避免反电晕效应，有效解决高比电阻粉尘的收尘问题。

（2）能最大限度地减少二次扬尘。

（3）可使电除尘器小型化，节约场地。

（4）特别适合于老机组改造，很多情况下，只需将末电场改造成旋转电极电场。

（5）保留了常规除尘器的优点，如压力损失小、维护费用低、运行允许烟气温度高。

旋转电极静电除尘器的主要缺点有：

（1）结构比较复杂，对设备的制造、安装工艺要求和运行可靠性要求高。

（2）移动电极相比常规电除尘器转动部件较多，发生故障的可能性相对较大；移动电极上的链条、链轮长期在高粉尘环境里运行，存在磨损问题；极板在清灰过程中与清灰刷摩擦较大，清灰刷与极板间的间隙容易变大，虽然设计有调整装置，但需要除尘器停运时进行调整。

（3）与常规电除尘相比，极板和清灰刷驱动电动机消耗额外的电功率。

（三）低低温静电除尘器的工作原理及特点

通过烟气换热器（又称烟气冷却器、低温省煤器）降低静电除尘器入口烟气温度至酸露点以下，使得烟气中的大部分 SO_3 在烟气换热器中冷凝成硫酸雾并黏附在粉尘表面，粉尘性质发生了很大的变化，降低粉尘比电阻，避免反电晕现象；同时，烟气温度的降低使烟气流量减小并有效提高电场运行时的击穿电压，从而大幅度提高静电除尘器的效率，并除去大部分 SO_3。

与低温静电除尘器的入口烟气温度在 110～160℃相比，低低温静电除尘器的入口烟气温度更低，低于酸露点温度。

低低温静电除尘器的主要优点有：

（1）提高了除尘效率：

1）根据烟气温度与飞灰比电阻的关系，在低温区，表面比电阻占主导地位，并随着温度降低而降低。低低温电除尘器入口烟气温度在酸露点以下，使飞灰比电阻在电除尘器高效收尘范围。

2）进入电除尘器的烟气温度下降导致电场击穿电压上升，在低低温条件下，由于有效地避免了反电晕，击穿电压的上升幅度更大，从而提高除尘效率。

3）由于烟气体积流量下降，烟气通过电除尘器的流速降低，增加了粉尘在电场的停留时间，且比集成面积相对增加，从而提高除尘效率。

（2）去除烟气中大部分 SO_3。低低温电除尘系统对 SO_3 的去除率一般在 80%以上，最高可达 95%。

（3）提高湿法脱硫系统协同除尘效果。普通的低温电除尘器除了烟尘平均粒径一般为 1～

2.5μm，低低温电除尘器出口烟尘平均粒径一般可大于 3μm。湿法脱硫喷淋塔对大于 3μm 粒径的颗粒脱除率明显高于小于 3μm 粒径的颗粒，可有效提高湿法脱硫塔的除尘效率，因此可提高湿法脱硫系统协同除尘效果。

低低温静电除尘器的主要缺点有：

1. 二次扬尘有所增加

飞灰比电阻降低会削弱捕集到阳极板上的粉尘的静电黏附力，从而导致二次扬尘现象比低温除尘器严重，需采取相应措施抑制二次扬尘。可采取的措施包括：降低烟气流速；采用旋转电极；采用离线振打；设置合理的振打周期；设置合理的振打制度，如末电场各室不同时振打，最后 2 个电场不同时振打等；采取较小的电场长度或划分较小的振打区域；在除尘器出口封头内设置槽型板，将二次扬尘再次捕集。

2. 降低了捕集的飞灰流动性

由于低低温除尘器进口烟气温度降低了，相应灰斗中的飞灰温度也有所降低，飞灰流动性低于普通低温除尘器，除灰系统出力相对减小，灰管的盲端易发生赌灰。因此，除灰系统设计时应适当提高出力，避免灰管布置出现盲端。

（四）SO_3 烟气调质技术原理及特点

以水蒸气或者硫酸液滴为调质剂，在飞灰表面毛细孔的孔壁张力、静电力的作用下，调质剂被吸附并凝结在毛细孔内，继而扩展到整个飞灰表面，形成一层液膜。飞灰表面所含的可溶金属离子将溶于形成的液膜中，而变得易于迁移。在电场力的作用下，溶于液膜中的离子以液膜为媒介，快速迁移，传递电荷。此外，通过改变飞灰的黏附性以及飞灰颗粒之间的作用力，减少二次扬尘。

SO_3 烟气调质以固态硫黄为原料，经熔化硫黄、燃烧硫黄生成 SO_2，SO_2 催化三道简单工序后，制得 SO_3。因为设备在制造厂内安装调试，所以可减少现场安装和调试工作量。相关设备高度集成化、自动化，可根据煤种变化、负荷大小和浊度，自动控制 SO_3 烟气调质设备的投切及 SO_3 的注入率，以实现达标排放下的经济运行。

SO_3 烟气调质技术的主要优点有：

（1）能够有效降低飞灰比电阻，提高除尘效率，同时仍然使得电除尘器保持低阻力，并不影响除尘器的运行可靠性。

（2）适用于飞灰比电阻大于或等于 $1\times10^{11}\Omega\cdot cm$ 的煤种。

SO_3 烟气调质技术的主要缺点有：

（1）应用具有一定的局限性，使用受烟气条件和粉尘性质的影响和制约，其对煤种和烟气条件的适应性往往需要经过理论分析后，再经实际经验来确定。

（2）容易引起 SO_3 的逃逸。

（五）粉尘凝聚技术的原理和特点

含尘气体进入除尘器前，先对其进行分列荷电处理，使相邻两列的烟气粉尘带上正、负不同极性的电荷，并通过扰流装置的扰流作用，使带异性电荷的不同粒径粉尘产生速度或方向差异而有效凝聚，形成大颗粒后被电除尘器有效收集。

粉尘凝聚技术的主要优点有：

（1）显著减少 $PM_{2.5}$ 排放。

（2）减少汞、砷等有害元素的排放。

（3）仍然使得电除尘器保持低阻力。

粉尘凝聚技术的主要缺点有：

（1）除尘效率的提高受除尘器出口烟气含尘浓度和粉尘粒径的影响，且其提效具有一定的范围。

（2）不适用于磨琢性强的粉尘，如烧结和团球等粉尘。

二、典型结构

干式静电除尘器主要由两大部分组成，一部分是静电除尘器本体部分，烟气在其中完成净化过程，是静电除尘器的主体设备；另一部分是产生高压直流电的供电和低压控制装置的电气系统，也是静电除尘器的重用组成部分。本体系统和电气系统既相互独立又相互依存，既相互影响又相互促进，两者相辅相成，共同实现静电除尘器安全、稳定、高效运行。

静电除尘器的部件组成示意图如图 29-3 所示。

（一）静电除尘器本体

静电除尘器本体也称机械部分，可划分为内部构件、外壳部件和附属部件。内部构件主要包括阴极系统、阳极系统、槽型板系统、振打装置；外壳部件主要包括进出口喇叭、灰斗、壳体和屋顶；附属部件包括保温结构、支承、接地装置和平台扶梯等。卧式静电除尘器的结构如图 29-4 所示。

1. 阴极系统

阴极系统包括电晕线、电晕线框架、框架吊杆及支持套管、电晕极振打装置等部分。常见的电晕线类型包括圆形线、针刺线、角钢芒刺线、锯齿线、扭麻花星形线、R-S 线、鱼骨线等。阴极系统是产生电晕、建立电场的最主要构件，它决定了放电的强弱，影响烟气中粉尘荷电的性能，直接关系着除尘效率。阴极系统的强度和可靠性也直接关系着除尘器的安全运行。

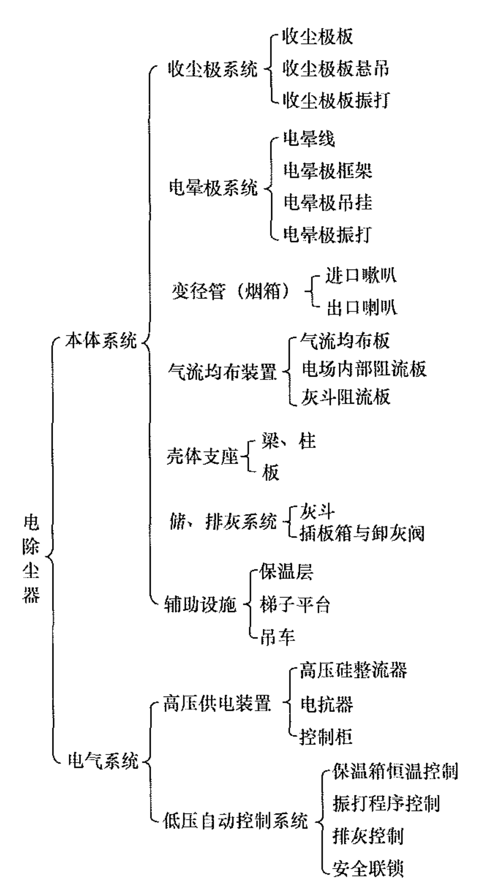


图 29-3 静电除尘器部件组成示意图

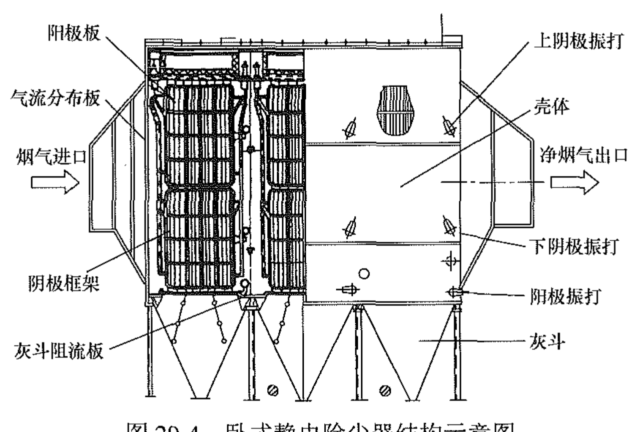


图 29-4 卧式静电除尘器结构示意图

2. 阳极系统

阳极系统由若干排极板与电晕极相间排列组成电场，它是使粉尘沉积的重要部件，直接影响静电除尘器的效率。阳极系统由阳极悬挂装置、阳极板和撞击杆等零部件组成。干式电除尘器阳极板的基本结构形式按断面形状分为C型、W型、Z型三类。C型极板具有良好的收尘性能，并且刚度大、振打性能好，因此采用较多。湿式电除尘器阳极板按材料分为金属板式极板、导电非金属极板和柔性极板三大类；按截面形式分为C型、818型等金属极板、六边蜂窝型截面导电非金属极板、方型截面柔性极板四大类。

3. 振打装置

振打装置是除尘器清灰机构，通过振打装置将除尘极板上沉积的粉尘振落到灰斗中，这一过程称为清灰。尘粒沉积在阳极板上达到一定厚度就需要振打清灰，以恢复收尘能力。如阳极板清灰效果不佳，阳极板上剩余的粉尘厚度较厚，就会形成较大的电压降，减少烟气中的电场强度，影响收尘效果，并且还会产生返电晕，使得阳极板上的粉尘又返回到烟气中。烟气中的粉尘有一部分带上正电荷，会沉积在阴极线上，同样需要通过振打清灰，恢复阴极线的放电能力。如阴极线清灰效果不佳，就不能有效地放出电子使烟气中的粉尘充分荷电，严重时会产生电晕封闭，导致二次电流很小，降低收尘效率。振打清灰方式按驱动来源有电磁振打和机械振打两种，按振打位置有顶部振打和侧部振打两种。

4. 进口喇叭

进口喇叭是进口烟道和电场外壳之间的连接过渡段。进口喇叭内部装有气流均布板，使烟道中来的烟气尽可能均匀地进入全电场截面。为了实现上述目标，制造厂还应根据设计院设计的进出口烟道布置，进行数值模拟和物理模型的模拟试验，以提供在进口烟道设置导流板的设计方案。

5. 灰斗

灰斗是收集震落的灰尘的容器。灰斗与输灰系统连接，一般定时排灰。为防治灰斗中积灰过多造成电晕极接地，或者积灰过少造成空气泄入引起二次飞扬，静电除尘器的灰斗设置灰斗料位计来显示料位信号和高低料位报警。为防治灰斗中积灰温度过低至露点以下使得飞灰板结，通常在灰斗下部设置加热装置，加热装置有电加热和蒸汽加热两种形式。对于低低温电除尘器，由于飞灰温度更低，灰斗加热高度不低于灰斗高度的2/3。

（二）静电除尘器电气系统

静电除尘器的电气系统由高压电源（包括其控制系统）和低压控制系统组成。高压电源及其控制系统的主要功能是根据烟气和粉尘的性质，调整供给静电除尘器的电压，使之保持在稍低于击穿电压（即伴有一定电火花的电压）下运行。低压控制系统包括温度检测和恒温控制等。常规的高压电源如工频高压电源，近年来发展了不少新型高压电源，如高频高压电源、脉冲高压电源和三相工频高压电源等。无论哪种高压电源都能以以太网通信（TCP/IP 通信）方式、现场总线通信方式、串行通信方式等与上位机系统通信。能在上位机上设定电流、控制方式、远程启停，并可通过控制柜就地控制。可以实现高、低压控制一体化，在高压控制柜实现部分低压控制。

1. 常规工频高压电源

常规工频高压电源采用单项 380V 交流输入，通

过可控硅反并联调压，经单相变压器升压整流实现对电除尘器的供电，一般包括高压整流变压器、自动控制柜和电抗器。整流变压器由升压变压器和整流器组成。常规工频高压电源能灵敏地根据电场烟气条件的变化，自动调整电场电压，同时根据电流反馈信号调整电场火花频率，达到最佳收尘效果。高压电源采用晶闸管控制，使得电源可快速升压和降压，电除尘在电场发生闪络瞬间快速降压而不产生拉弧，同时又能立刻使电压回升，让电场恢复正常工作。这样，电场的工作电压始终接近于击穿前的临界电压，保证电除尘器获得较高的除尘效率。

常规工频高压电源技术成熟，运行可靠，维护简单，适用于绝大多数电除尘工况应用条件。但是，常规工频高压电源在克服高浓度粉尘电晕封闭和高比电阻反电晕等方面略显不足，功率因素和设备效率较低。

2. 中频高压电源

中频高压电源采用三相输入，三相供电平衡，无缺相损失，功率因数和电源效率均可达到90%，电能利用效率较高。中频电源的工作频率一般在几百赫兹，平均直流电压比常规工频电源高约20%。中频高压电源有较好的火花控制特性，中频电源的火花关断时间较小，火花能量较小，电场恢复快，可有效提高电场平均电压，并能自动适应工况条件的变化，无需人工调节。

中频高压电源适用于高粉尘浓度的电场，当飞灰比电阻较高时，中频电源应用脉冲供电以克服反电晕。

3. 高频高压电源

高频高压电源将三相工频电源经三相整流成直流，经过逆变电路逆变成10kHz以上的高频交流电流，然后通过高频变压器升压，经高频整流器进行整流滤波，形成几十千赫兹的高频脉冲电流供给电除尘器。高频电源在纯直流供电条件下，可以在逼近电除尘器的击穿电压下稳定工作，比常规工频电压的电压提高25%～30%，应用于电除尘器的前电场，电晕电流可以提高1倍。高频电晕脉冲宽度窄，可有效提高脉冲峰值电压，增加高比电阻粉尘的荷电量，克服反电晕，增加粉尘驱进速度，提高电除尘效率。高频电压的效率和功率因数均可达0.95，远远高于常规工频电源，并采用脉冲供电，即可大幅度节能。

高频高压电源主要用于克服高比电阻粉尘反电晕、提高除尘效率、降低除尘器电耗的场合，是改善除尘器效率并降低能耗应用较多的电源形式。

4. 三相工频高压电源

三相工频高压电源采用三相 380V/50Hz 交流输入，经过三路六可控硅反并联调压，经三相变压器升压整流对除尘器供电。同常规单相高压电源相比，三相电源输出电压的纹波系数较小，二次平均电压高，输出电流大，对于中、低飞灰比电阻粉尘，需要提高运行电流的场合，可以显著提高除尘器效率。

三相工频高压电压适用于高粉尘浓度的电场及电除尘器运行比较稳定的工况条件。

5. 脉冲高压电源

脉冲高压电源以窄脉冲（120μs 及以下）电压波形输出为基本工作方式，其目的主要是在不降低或提高除尘器运行峰值电压的情况下，通过改变脉冲重复频率条件电晕电流，以抑制反电晕的发生，使电除尘器在收集高比电阻粉尘时有更高的收尘效率。

脉冲高压电源主要用于克服高比电阻粉尘反电晕、提高除尘效率的场合。但是，目前脉冲高压电源的可靠性还有待提高，成本较高，国内应用不多。

（三）与电除尘器结构相关的主要技术参数

1. 电场

沿气流运动方向将除尘器分成若干区域，每一区域有完整的收尘极板和放电极，并配置有高压电源装置，形成一个独立的收尘区域，称为收尘电场。通常静电除尘器有3～6个电场。

2. 烟气停留时间

烟气留过电场长度（通常指全部电场的长度）所需时间，即电场长度与烟气流速之比，单位为秒（s）。

3. 收尘极面积

收尘极的有效投影面积，单位为m^2。由于极板的两个侧面都起收尘作用，因此两面均应计入收尘极面积。

4. 比集尘面积（SCA）

单位烟气流量所分配到的收尘面积，即收尘面积与烟气流量之比，单位为 $m^2/(m^3 \cdot s^{-1})$。比集尘面积的大小对除尘器效率影响很大，是除尘器的重要参数之一。

5. 驱进速度（ω）

荷电粉尘颗粒在电场力的作用下向收尘极板表面运动的速度称为粒子的驱进速度。

三、重要技术参数

（一）电除尘器效率

除尘器的效率指同一时间内除尘器捕捉到的粉尘质量占进入除尘器的粉尘质量的百分比，按式（29-1）计算。

$$\eta = \frac{G_o' - G_o''}{G_o'} 100\% \qquad (29\text{-}1)$$

式中 η——除尘效率，%；

G_0'、G_0''——单位时间电除尘器进、出口的烟尘质量，kg/h。

对于静电除尘器来说，烟气的温度、湿度、含尘浓度、飞灰的粒径、飞灰黏附性、飞灰的化学成分和比电阻都是影响除尘效率的因素。

影响电除尘器性能的因素很复杂，但大体上可以分为三大类，如图29-5所示。

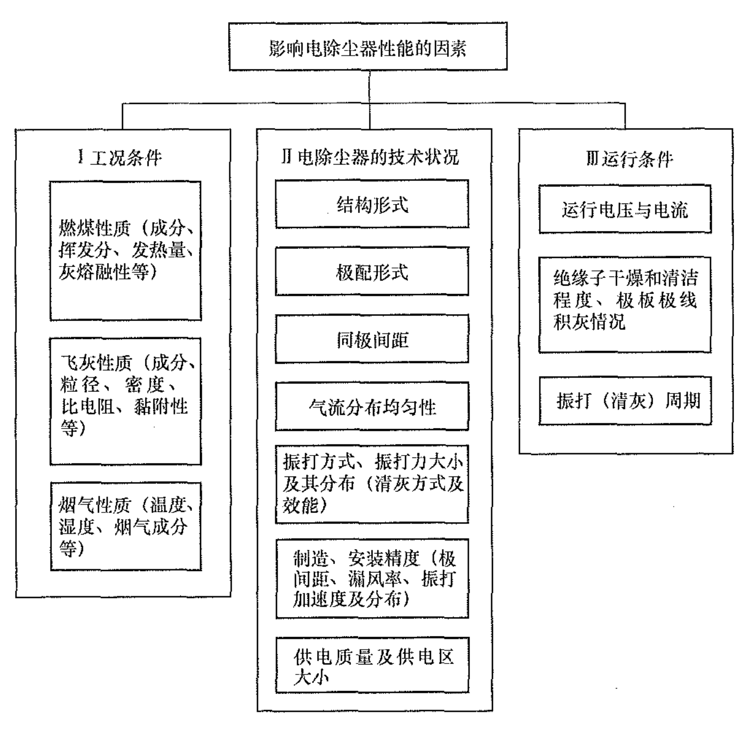


图 29-5 影响电除尘器效率的因素

1. 飞灰比电阻

飞灰比电阻是影响除尘器效率的决定性因素。当比电阻过低，由于粉尘的导电性，使收集到极板上的粉尘易失去电荷，重新带上与集电极相同的电荷，产生二次飞扬，丧失集尘能力而使除尘效率急剧下降；当比电阻过高，由于高比电阻粉尘的电荷不易释放，随着沉积在收尘极上的粉尘层增厚，释放电荷更加困难，此时一方面由于粉尘层未能将电荷全部释放，其表面仍有与电晕极相同的极性，便排斥后来的荷电粉尘；另一方面由于粉尘层电荷释放缓慢，于是在粉尘间形成较大的电位梯度，当粉尘层中的电场强度大于其临界值时，就在粉尘层的孔隙间产生局部击穿而发生反电晕现象，其结果是电流大幅度增大，电压降低，运行参数极不稳定，电除尘器的除尘效率显著恶化。

当粉尘比电阻超过临界值 $10^{11}\Omega\cdot cm$ 后，电除尘器的性能就随着比电阻的增高而下降，比电阻超过 $10^{12}\Omega\cdot cm$，采用常规电除尘器就难以达到理想的效果。粉尘的导电性决定于表面导电和内部（体积）导电两部分，表面导电性能主要取决于吸附在粉尘表面的气体和冷凝水，与烟气的成分有关，体积导电主要是碱金属的离子导电，与飞灰的特性和成分有关，与烟气的成分无关。影响粉尘比电阻的因素很多，烟气温度、烟气湿度、烟气含硫量、飞灰成分都对粉尘的比电阻有较大的影响。

2. 烟气温度

飞灰比电阻是随着温度的变化而变化，不同煤种的飞灰比电阻与温度的关系如图 29-6 所示。一般粉尘的比电阻在烟气温度 130～150℃之间最高，因煤种而异。温度超过 150℃时，比电阻随温度的升高而降低，温度从 150℃下降至 100℃时，飞灰比电阻的降幅可达一个数量级。同时，温度降低，击穿电压提高，有利于提高运行电压。另外，烟气温度降低，减少了烟气体积流量，从而增大了比集尘面积，增加了烟气在电场中的停留时间，有利于提高除尘效率。

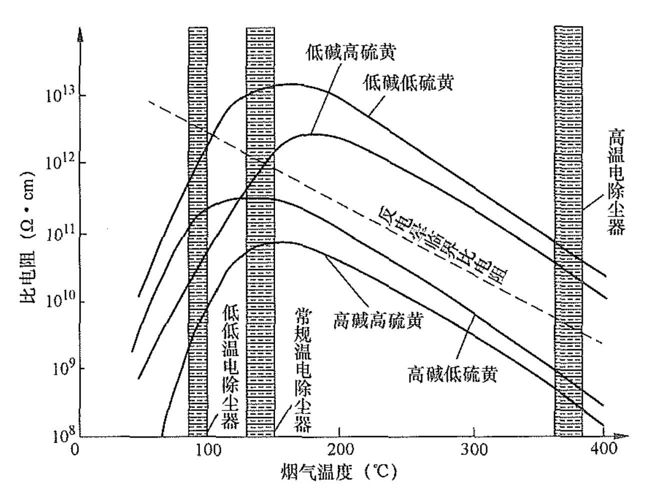


图 29-6 飞灰比电阻与温度的关系

3. 烟气湿度

当温度较低时，烟气中湿度越大，有利于飞灰吸附而降低粉尘表面电阻，粉尘的表面导电性越好，同时可提高击穿电压，表面比电阻越小，所以烟温较低时，水分对静电除尘器的除尘效率起着十分重要的作用。烟气温度升高时，水分含量对比电阻影响就不显著了。

4. 烟气含硫量

在煤的成分中，对电除尘器性能产生影响的主要

因素有 S_{ar}、水分和灰分，其中 S_{ar} 对电除尘器性能的影响最大。在正常情况下，0.5%～1%的二氧化硫氧化成三氧化硫，如果温度足够低，三氧化硫吸附在飞灰上就能大大地降低飞灰的比电阻，所以含硫量高的煤所烧成的飞灰其比电阻比含硫量低的煤要低。燃煤中 S_{ar} 对比电阻的影响如图 29-7 所示。

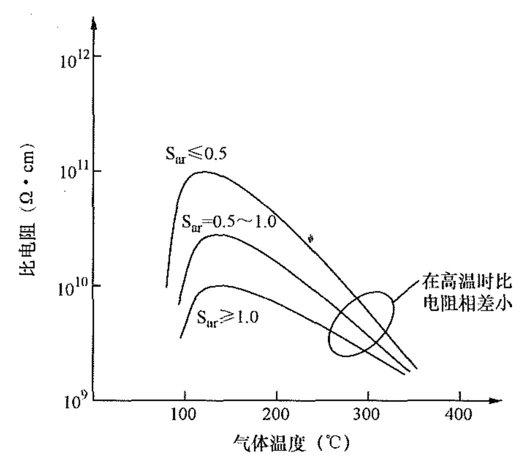


图 29-7 燃煤中 S_{ar} 对比电阻的影响

5. 飞灰成分

Na_2O、Fe_2O_3 对除尘效率有着有利的影响，Al_2O_3 和 SiO_2 对除尘效率有着不利的影响。总体而言，当在一种煤质中低硫、低铁、低钠、低钾以及高灰、超高铝、高硅等不利因素同时出现时，将导致烟尘密度轻，粒度细，比电阻高，电除尘器的收尘特性将非常差，属于特别困难的烟尘条件。

（1）Si、Al 元素的影响。一般而言，对于以 Si 元素为主要成分的飞灰，则往往要求电除尘器在克服电晕方面采取措施，对于以 Al 元素为主要成分的飞灰，则往往要求电除尘器对防治粉尘产生二次飞扬采取措施。通过对粉尘的物相结构进行分析，发现粉尘中游离 SiO_2 及纯 Al_2O_3 较少，多以莫莱石（$3Al_2O_3 \cdot 2SiO_2$）形式出现。莫莱石多呈网状空心结构、密度小，比电阻低，它既容易荷电被捕集，又容易在到达极板之后很快地释放电荷，并且感应获得极板的正电荷，因此它很容易在极板同性静电斥力作用下重返气流。莫莱石具有密度小，易飘逸的特点，就形成了这种粉尘对电场烟速非常敏感的特性，因此捕集这类粉尘的电除尘器，需要在较低的电场烟速下运行，并且对气流组织和二次扬尘控制要特别给予重视，莫莱石含量高的粉尘则不一定出现反电晕的现象。

（2）Fe 元素的影响。灰中的 Fe 元素其实是以 Fe_2O_3 和 Fe_3O_4 为基本形式存在的，虽然在成分分析中以 Fe_2O_3 来表示飞灰的铁含量，但是 Fe_3O_4 这种物相形式在灰中不仅大量存在着，由于 Fe_3O_4 带有磁性，能够在飞灰内部形成有序的排列参与电流传导，所以飞灰中的含铁氧化物能够起到降低比电阻的作用，飞灰中 Fe_2O_3 及 Fe_3O_4 这二者所占比率的不同，也会对电除尘器的运行带来不同影响。

（二）收尘难易性表征指标

1. 驱进速度和表观驱进速度

设计除尘器时计算除尘效率的 Deutsch 公式是假设颗粒尺寸为一常值，粉尘和气流在极间距空间里面的混合是完全均匀的，并且粉尘一旦被收尘极板捕集就不再返回电场空间的情况下。而这些假设在实际工程中是不可能存在的。

为此，采用表观驱进速度 ω_k 对 Deutsch 公式进行修正：

$$\eta = 1 - e^{-(\omega_k \cdot A/q)k} \tag{29-2}$$

式中 η——除尘效率，%；

q——电除尘器进口的烟气流量，m^3/s；

A——总集尘面积，m^2；

ω_k——表观驱进速度是和煤质相关的常数，cm/s；

k——常数。

选择不同的 k 值，$\omega_k = f(\eta)$ 曲线有不同的形态。当 k=1 时，ω_k 变成了 ω，即 Deutsch 公式。

可以将 ω_k 看成是一个“收尘难易参数”。由于 ω_k 克服了众多应用中的粒径分布问题，而使其使用更加方便。经验表明，相对于原始 Deutsch 公式中的驱进速度，常数值的 ω_k 出现在更广的除尘效率范围。ω_k 不仅与煤、飞灰成分有关，而且在很大程度上也依赖于电除尘器电源技术。

一般地，煤、飞灰成分直接影响 ω_k 值，ω_k 值的大小可评价电除尘器对粉尘的收尘难易程度，ω_k 值越大，电除尘器对粉尘的收集越容易。利用国外引进的选型软件，可对 ω_k 进行计算，对煤中 S_{ar}、水分和灰分，飞灰中 Na_2O、Fe_2O_3、K_2O、SO_3、Al_2O_3、SiO_2、CaO、MgO、P_2O_5、Li_2O、TiO_2，以及进口含尘浓度、烟气温度等进行了综合分析。按表观驱进速度 ω_k 值的大小评价电除尘器对除尘难易性，见表 29-1。

表 29-1 按 ω_k 评价 ESP 对国内煤种的除尘难易性

ω_k 值	除尘难易性
$\omega_k \geq 55$	容易
$45 \leq \omega_k < 55$	较容易
$35 \leq \omega_k < 45$	一般
$25 \leq \omega_k < 35$	较难
$\omega_k < 25$	难

由于 ω_k 值的计算需要专门软件，国内常用煤种的 ω_k 值及其除尘难易性评价可参考表 29-2。

表 29-2 国内典型煤种除尘难易性评价及 ω_k 值范围

除尘难易性评价	ω_k 值范围（cm/s）	煤种名称	产地	备 注
容易	$\omega_k \geq 55$	筠连无烟煤	四川	（1）西南地区的高硫煤除尘难易性评价多为“容易”。 （2）山西煤种除大同塔山煤、同忻煤等以外，除尘难易性评价多为“较容易”或“一般”。 （3）河南、河北及东北地区煤种除尘难易性评价多为“一般”。 （4）内蒙古的准格尔煤和陕西神府东胜煤是两种典型煤种，其他煤种除尘难易性也参差不齐
		重庆松藻矿贫煤	重庆	
		神府东胜煤	陕西、内蒙古	
		神华煤	陕西、内蒙古	
		神木烟煤	陕西	
		锡林浩特胜利煤田褐煤	内蒙古	
较容易	$45 \leq \omega_k < 55$	陕西黄陵煤	陕西	
		陕西烟煤	陕西	
		龙堌矿烟煤	山东	
		珲春褐煤	吉林	
		平庄褐煤	内蒙古	
		晋北煤	山西	
		纳雍无烟煤	贵州	
		水城烟煤	贵州	
		铁法矿煤	辽宁	
		永城煤种	河南	
		江西丰城煤	江西	
		俄霍布拉克煤	新疆	
		大同地区煤	山西	
		乌兰木伦煤	内蒙古	
		古叙煤田的无烟煤	四川	
		山西平朔 2 号煤	山西	
		活鸡兔煤	陕西	
一般	$35 \leq \omega_k < 45$	陕西彬长矿区烟煤	陕西	
		山西平朔煤	山西	
		宝日希勒煤	内蒙古	
		金竹山无烟煤	湖南	
		水城贫瘦煤	贵州	
		滇东烟煤	云南	
		山西无烟煤	山西	
		龙岩无烟煤	福建	
		鸡西烟煤	黑龙江	
		新集烟煤	河北	
		淮南煤	安徽	
		平朔安太堡煤	山西	

续表

除尘难易性评价	ω_k值范围（cm/s）	煤种名称	产地	备注
一般	$35 \le \omega_k < 45$	神华株罗纪煤	陕西	（1）西南地区的高硫煤除尘难易性评价多为“容易”。 （2）山西煤种除大同塔山煤、同忻煤等以外，除尘难易性评价多为“较容易”或“一般”。 （3）河南、河北及东北地区煤种除尘难易性评价多为“一般”。 （4）内蒙古的准格尔煤和陕西神府东胜煤是两种典型煤种，其他煤种除尘难易性也参差不齐
		山西贫瘦煤	山西	
		鹤岗煤	黑龙江	
		山西汾西煤	山西	
较难	$25 \le \omega_k < 35$	霍林河露天矿褐煤	内蒙古	
		淮北烟煤	安徽	
		大同塔山煤	山西	
		同忻煤	山西	
		伊泰4号煤	内蒙古	
		兖州煤	山东	
		山西晋城赵庄矿贫煤	山西	
		郑州贫煤（告成矿）	河南	
		来宾国煤	广西	
难	$\omega_k < 25$	平顶山烟煤	河南	
		准格尔煤	内蒙古	

2. 煤灰成分

根据煤灰成分也可对静电除尘器的收尘效果进行粗略的评价，可参考表29-3。由于煤灰成分是电厂设计的基本参数，在前期设计阶段，通过煤灰成分对除尘难易程度进行初步判断，有利于除尘形式的选择。

表29-3　根据煤灰成分进行除尘难易性评判规则

较易	（1）$Na_2O > 0.3\%$，且 $S_{ar} \ge 1\%$，且（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 80\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （2）$Na_2O > 1\%$，且 $S_{ar} > 0.3\%$，且（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 80\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （3）$Na_2O > 0.4\%$，且 $S_{ar} > 0.4\%$，且（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 80\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （4）$Na_2O \ge 0.4\%$，且 $S_{ar} > 1\%$，且（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （5）$Na_2O > 1\%$，且 $S_{ar} > 0.4\%$，且（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$
一般	（1）$Na_2O \ge 1\%$，且 $S_{ar} \le 0.45\%$，且 $85\% \le$（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （2）$0.1\% < Na_2O < 0.4\%$，且 $S_{ar} \ge 1\%$，且 $85\% \le$（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （3）$0.4\% < Na_2O < 0.8\%$，且 $0.45\% < S_{ar} < 0.9\%$，且 $80\% \le$（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$。 （4）$0.3\% < Na_2O < 0.7\%$，且 $0.1\% < S_{ar} < 0.3\%$，且 $80\% \le$（$Al_2O_3+SiO_2$）$\le 90\%$，同时 $Al_2O_3 \le 40\%$
较难	（1）$Na_2O \le 0.2\%$，且 $S_{ar} \le 1.4\%$，同时（$Al_2O_3+SiO_2$）$\ge 75\%$。 （2）$Na_2O \le 0.4\%$，且 $S_{ar} \le 1\%$，同时（$Al_2O_3+SiO_2$）$\ge 90\%$。 （3）$Na_2O < 0.4\%$，且 $S_{ar} < 0.6\%$，同时（$Al_2O_3+SiO_2$）$\ge 80\%$

注　S_{ar}指煤收到基中含硫量，氧化物指飞灰（烟尘）中的成分。

（三）灰硫比

灰硫比是判断烟气对低低温静电除尘器及下游设备腐蚀性的重要参数，是决定是否可以采用低低温静电除尘器的指标之一。当灰硫比大于100时，烟气对低低温静电除尘器及下游设备一般不存在低温腐蚀风险，可以采用低低温静电除尘器。当灰硫比大于50而小于100时，烟气对低低温静电除尘器及下游设备具有较低的腐蚀性，但是是否可以采用低低温静电除尘器应对烟气的腐蚀性进行实验分析后确定。当灰硫比小于50时，烟气的腐蚀性较高，不应采用低低温静电除尘器。

灰硫比（D/S），即粉尘浓度（mg/m^3）与 SO_3 浓度（mg/m^3）之比。

根据硫元素在锅炉、脱硝等系统中的转化规律、

物料平衡法和元素守恒定律推导了燃煤电厂烟气灰硫比估算公式，按式（29-3）计算。

$$C_{D/S}=\frac{C_D}{C_{SO_3}} \quad (29\text{-}3)$$

式中 $C_{D/S}$——灰硫比值；

C_D——低低温除尘器上游的烟气冷却器入口粉尘浓度，mg/m^3；

C_{SO_3}——低低温除尘器上游的烟气冷却器入口 SO_3 浓度，mg/m^3。

烟气中的 SO_3 质量流量可按式（29-4）进行计算。

$$C_{SO_3}=\frac{80\times k_1\times k_2\times B_g\times\left(1-\frac{q_4}{100}\right)\times\frac{S_{ar}}{100}\times10^9}{32Q} \quad (29\text{-}4)$$

式中 k_1——燃煤中收到基硫转化为 SO_2 的转化率（煤粉炉取 0.9，循环流化床锅炉取 1）；

k_2——SO_2 向 SO_3 的转换率（包括锅炉燃烧中的氧化和 SCR 脱硝催化氧化，一般取 1.8%～2.2%，煤的含硫量高时取下限，含硫量低时取上限），%；

q_4——锅炉机械未完全燃烧的热损失（在灰硫比估算时可取 0%）；

B_g——锅炉燃煤量，t/h；

S_{ar}——煤中收到基含硫量，%；

Q——烟气流量，m^3/h。

四、主要技术规范

1. 应向设备制造厂提供的设计参数和运行条件

（1）应向静电除尘器供货方提供有关锅炉的相关规范，包括：锅炉形式；锅炉最大连续蒸发量；锅炉保证效率；锅炉（BMCR）燃煤量；燃烧方式；空气预热器形式；理论空气量；炉膛、省煤器、空气预热器出口过量空气系数（BMCR）；锅炉运行方式；锅炉不投油最低稳燃负荷；机组年运行小时。

（2）应向静电除尘器供货方提供有关锅炉辅机系统的相关信息，包括除渣方式；除灰方式；除尘器输灰系统形式；磨煤机形式、数量及运行方式；磨煤机出口煤粉细度和均匀性指数；脱硫工艺形式；脱硝工艺形式；引风机形式；引风机选型点参数。

（3）应向静电除尘器供货方说明除尘器安装地点是室外安装或室内安装。

（4）应向静电除尘器供货方提供工程所在地的有关气象资料。

（5）应向静电除尘器供货方提供有关煤质和灰成分特性资料，包括煤的工业分析、元素分析和灰熔融特性、飞灰成分分析、飞灰比电阻、飞灰粒径分布、飞灰密度及内摩擦角。煤的工业分析、元素分析和灰熔融特性的主要项目可参考表 29-4，飞灰成分分析的主要项目可参考表 29-5，飞灰比电阻的主要项目可参考表 29-6，飞灰粒径分布的主要项目可参考表 29-7，飞灰密度及内摩擦角的主要项目可参考表 29-8。

表 29-4 煤的工业分析、元素分析和灰熔融特性的主要项目

序号	项目		符号	单位	设计煤种	校核煤种
1	收到基全水分		M_{ar}	%		
2	空气干燥基水分		M_{ad}	%		
3	收到基灰分		A_{ar}	%		
4	干燥无灰基挥发分		V_{daf}	%		
5	收到基碳成分		C_{ar}	%		
6	收到基氢成分		H_{ar}	%		
7	收到基氧成分		O_{ar}	%		
8	收到基氮成分		N_{ar}	%		
9	收到基硫成分		S_{ar}	%		
10	哈氏可磨指数		HGI			
11	煤的冲刷磨损指数		K_e			
12	收到基低位发热量		$Q_{net,ar}$	MJ/kg		
13	收到基高位发热量		$Q_{gr,ar}$			
14	煤灰熔融特性温度	变形温度	DT	℃		
15		软化温度	ST	℃		
16		半球温度	HT	℃		
17		流动温度	FT	℃		

表 29-5 飞灰成分分析的主要项目

序号	项目	符号	单位	设计煤种	校核煤种
1	煤灰中二氧化硅	SiO_2	%		
2	煤灰中三氧化二铝	Al_2O_3	%		
3	煤灰中三氧化二铁	Fe_2O_3	%		
4	煤灰中氧化钙	CaO	%		
5	煤灰中氧化镁	MgO	%		
6	煤灰中氧化钠	Na_2O	%		
7	煤灰中氧化钾	K_2O	%		
8	煤灰中二氧化钛	TiO_2	%		
9	煤灰中三氧化硫	SO_3	%		
10	煤灰中二氧化锰	MnO_2	%		
11	煤灰中游离氧化钙	CaO（F）	%		
12	煤中游离二氧化硅	SiO_2（F）$_{ar}$	%		
13	煤中氟	F_{ar}	μg/g		
14	煤中氯	Cl_{ar}	%（质量参数）		
15	煤中汞	Hg_{ar}	μg/g		

表 29-6 飞灰比电阻的主要项目

测试温度（℃）	单位	设计煤种	校核煤种
26	Ω・cm		
80	Ω・cm		
100	Ω・cm		
120	Ω・cm		
140	Ω・cm		
160	Ω・cm		
180	Ω・cm		

表 29-7 飞灰粒径分布的主要项目

序号	粒径（μm）	单位	设计煤种	校核煤种
1	＜3	%		
2	3～5	%		
3	5～10	%		
4	10～20	%		
5	20～30	%		
6	30～40	%		
7	40～50	%		
8	＞50	%		
9	中位粒径	%		

表 29-8 飞灰密度及内摩擦角的主要项目

序号	名称	单位	设计煤种	校核煤种
1	真密度	t/m^3		
2	堆积密度	t/m^3		
3	内摩擦角	°		

（6）应向静电除尘器供货方提供除尘器进口的主要烟气参数，包括：每台除尘器入口烟气量；除尘器入口烟气温度；除尘器入口含尘量（干态，6%含氧量）；除尘器进口烟气露点温度（℃）；除尘器进口烟气中水蒸气体积参数（%）；除尘器进口烟气含尘量（g/m^3）。

2. 性能保证值

以下指标为静电除尘器性能保证值，空格由制造厂填写：

（1）保证效率（烟道烟气流量及含尘量分布不均匀造成的除尘器效率下降不允许修正）________。

（2）本体阻力________。

（3）本体漏风率________。

（4）气流均布系数________。

（5）噪声________。

达到上述性能保证值的条件如下：

（1）每台电除尘器一个供电区不工作，但是单室电除尘器的除外。

（2）静电除尘器设计的入口烟气量按上文第（6）条提供的烟气量加10%，静电除尘器设计烟气温度按上文第（6）条提供的烟气温度加10℃。

（3）不能以烟气调质剂作为性能保证的条件，除非规定以烟气调质作为静电除尘器的配套技术。

3. 静电除尘器机械设计要求

对于常规的静电除尘器，机械设计的主要技术要求应符合DL/T 514—2017《电除尘器》的有关规定和如下的要求。

（1）电除尘器的钢结构设计温度为300℃，当锅炉尾部燃烧时，除尘器应允许在350℃正压条件下运行30min而无损坏。

（2）电除尘器的设计正（负）压同锅炉炉膛的设计正（负）压。

（3）灰斗及排灰口的设计应保证灰能自由流动排出灰斗。灰斗的容积应按除尘器进口最大含尘量（设计煤种或校核煤种）至少满足锅炉16h满负荷运行设计，但灰斗荷载应按灰斗最大可能的储灰量设计。灰斗的设计应考虑防止在恶劣情况下灰斗脱落造成事故。

（4）每台除尘器的进口都应配备多孔板或其他形式的均流装置，以便烟气均匀地流过电场。

（5）绝缘子应设有加热装置。

（6）为了避免烟气短路，灰斗内应装有阻流板，它的下部尽量距排灰口远些。灰斗斜壁与水平面的夹角不应小于65°。相邻壁交角的内侧，应作成圆弧形，圆角半径大于200mm，以保证灰尘自由流动。除尘器本体、烟道、灰斗包括相邻壁的交线应设计成双面满焊，确保不漏灰。

（7）灰斗应有良好的保温措施，灰斗的加热采用板式电加热方式或者电阻加热方式。

（8）灰斗应设有防止灰斗内灰结拱的气化装置，每只灰斗设一组气化装置，气化装置由除尘器气化风机供气。

（9）阳极板的厚度不小于1.5mm。所有阳极板和阴极线框架均应铅垂安装，应有防止其摆动的措施。振打装置应有防止反转的措施。

（10）除尘器钢结构应能承受下列荷载：除尘器荷载（自重、保温层重、附属设备、最大存灰重等）；地震荷载；风载；雪载；检修荷载；正、负压；部分烟道及除灰系统管道及设备荷重；除尘器前综合管架传递过来的多层荷载。

（11）除尘器支承结构应是自撑式的，能把所有垂直和水平负荷转移到柱子基础上，任何水平荷载都不能转移到别的结构上。

（12）除尘器壳体及灰斗壁厚度不小于5mm，并设有防止变形的支撑管，支撑管两端加装不小于10mm厚的钢板。

对于低低温静电除尘器，除上述要求外，还应满足如下的技术要求：

（1）为防止高压绝缘瓷件表面结露爬电产生断路现象，对绝缘子有效加热的同时，应设置热风吹扫系统。

（2）阳极振打轴穿过电除尘器壳体周围1m内钢板衬ND钢。

（3）灰斗的加热面积不小于灰斗高度的2/3，使灰斗壁温不低于120℃，且高于烟气露点温度5～10℃。选用的电加热器性能可靠、寿命长，并设置恒温装置，以保持电加热器安全、稳定运行。第一电场灰斗板内壁加衬316L不锈钢板，厚3mm；在所有人孔门周围1m内壳体钢板采用ND钢，同时内侧人孔门内板采用316L不锈钢，以防局部腐蚀。

（4）低低温电除尘器的气流分布均匀性相对均方根差不应大于0.25，流量分配极限偏差不应大于±5%。

（5）低低温电除尘器的同极间距宜为300～500mm。

（6）低低温电除尘器的电场烟气流速宜为0.8～1.0m/s，采用离线振打技术时，关闭振打通道挡板门后，电场烟气流速宜不大于1.2m/s。当场地受限时，可采用旋转电极式电除尘技术或离线振打技术。

（7）阳极板应符合JB/T 5906《电除尘器 阳极板》的规定；阴极线应采用不易受烟尘黏附影响的形式并应符合JB/T 5913《电除尘器 阴极线》的规定，当采用芒刺型极线时芒刺宜采用不锈钢材料。

第二节 袋式除尘器

袋式除尘技术是通过利用纤维编织物制作的袋状过滤元件，用于捕集含尘气体中的固体颗粒物，达到气固分离的目的，其过滤机理是惯性效应、拦截效应、扩散效应和静电效应的协同作用。袋式除尘器在滤料、清灰方式等方面均有改进，尤其是滤料在强度、耐温、耐磨以及耐腐蚀等方面综合性能有大幅度提高，通过不断地结构改进、技术创新和工程实践总结，逐步改善了运行阻力大、滤袋寿命短的问题，可实现出口烟尘浓度在10mg/m^{3}以下，运行阻力小于1500Pa，滤袋寿命大于3年。电力行业最常用的袋式除尘器主要是脉冲喷吹袋式除尘器，分为固定行喷吹和旋转脉冲喷吹的袋式除尘器。

一、工作原理及特点

（一）袋式除尘器的工作原理

当含尘气体通过洁净的滤袋时，由于滤袋本身的

网孔较大，一般为20～50μm，除尘效率并不高，大部分微细粉尘会随气流从滤袋的网孔中通过，粗大的尘粒靠惯性碰撞和拦截被阻留。随着滤袋上截留粉尘的增加，细小的颗粒在扩散、静电等现象的作用下也被纤维捕获，并在网孔中产生“架桥”现象。随着含尘气体不断通过滤袋的纤维间隙，纤维间粉尘“架桥”现象不断加强，一段时间后，滤袋表面积聚成一层粉尘，称为“一次粉尘层”。在以后的除尘过程中，“一次粉尘层”便成了滤袋的主要过滤层，它允许气体通过而截留粉尘颗粒，此时滤布主要起着支撑骨架作用。随着滤袋上捕集的粉尘量不断增加，粉尘层不断增厚，过滤效率随之提高，但除尘器的阻力也逐渐增加，通过滤袋的风量则逐渐减少，此时需要对滤袋进行清灰处理，既要及时、均匀地除去滤袋上的积灰，又要避免过度清灰，使其能保留“一次粉尘层”，保证工作稳定且高效运行，这对于孔隙率较大的或者易于清灰的滤料更为重要。袋式除尘器滤袋捕集粉尘过程示意图如图29-8所示。

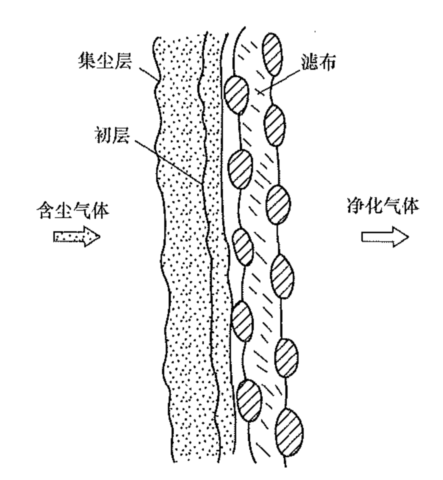


图29-8 袋式除尘器滤袋捕集粉尘过程示意图

（二）袋式除尘器的特点

袋式除尘器的特点见表29-9。

表29-9 袋式除尘器的特点

序号	项目	特点
1	除尘效率	袋式除尘器的除尘效率为99.5%～99.99%，出口烟尘浓度可控制10mg/m³以下
2	运行温度	运行工况温度应高于烟气露点温度10～20℃，采用耐高温滤料时，可在200℃以上的高温条件下运行
3	设备阻力	阻力较大，一般压力损失为初期800～1000Pa，末期达到1500Pa
4	收集特性	含尘气体浓度在相当大的范围内变化对袋式除尘器的除尘效率和阻力影响不大，对负荷变化适应性好。可以捕集多种性质的粉尘，特别是对于高比电阻粉尘，采用袋式除尘器净化要比电除尘器净化效率高。但不适用于净化含黏结和吸湿性强的粉尘气体，布袋除尘器烟气温度不能低于零点温度，否则会产生结露，堵塞滤袋滤料的孔隙。收集湿度高的含尘气体时，应采取保湿措施，以免因结露而造成“糊袋”，因此布袋除尘器对气体的湿度有一定的要求
5	适用范围	除尘器的处理烟气量可从每小时几立方米到几百万立方米
6	运行费用	袋式除尘器的能耗主要来源为引风机克服阻力的电耗、空气压缩机系统电耗。 当接收粒径大的含尘气体时，布袋较易磨损。滤料受到耐温和耐腐蚀性能的影响，滤袋寿命降低，尤其是在高温下的滤袋，烟气腐蚀性强的工况条件下，要经常更换滤袋，增加了运行费用和维护工作量
7	二次污染	废旧滤袋很难处理，需要资源化利用，否则易引起二次污染

二、典型结构

（一）典型结构

1. 基本结构

袋式除尘器的基本结构如图29-9所示。

工作时，含尘气体由进风道进入灰斗，粗尘粒直接落入灰斗底部，细尘粒随气流转折向上进入中、下箱体，粉尘积附在滤袋外表面，过滤后的气体进入上箱体至净气集合管排风道，经引风机排至大气。清灰过程是先切断该室的净气出口风道，使该室的布袋处于无气流通过的状态。然后开启脉冲阀用压缩空气进行脉冲喷吹清灰，切断阀关闭时间足以保证在喷吹后从滤袋上剥离的粉尘沉降至灰斗，避免了粉尘在脱离滤袋表面后又随气流附集到相邻滤袋表面的现象，使滤袋清灰彻底，并由可编程序控制仪对排气阀、脉冲

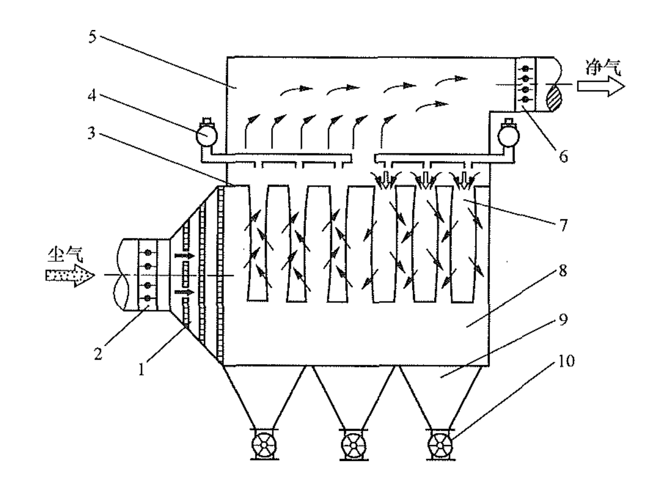


图29-9 袋式除尘器的典型结构

1—气流分布装置；2—进口烟道阀；3—花板；4—喷吹装置；5—上箱体；6—出口烟道阀；7—滤袋及框架；8—中箱体；9—灰斗；10—卸灰装置

阀及卸灰阀等进行全自动控制。

2. 主要部件

（1）滤料：用于进行气固分离的过滤材料，主要包括过滤布、过滤网、滤芯、滤纸，以及最新的膜材料。

（2）滤袋：由滤料编织而成，在袋式除尘器中起滤尘作用的过滤元件。

（3）滤袋框架（龙骨）：用碳钢丝或不锈钢丝焊接而成，用于支撑滤袋，使滤袋在过滤或清灰状态下保持滤袋一定形状的部件。

（4）花板：悬吊滤袋的孔板。

（5）喷吹管：连接各喷嘴与脉冲阀，并将脉冲清灰用压缩气体合理分配至各喷吹口的装置。

（6）脉冲阀：受电磁阀或气动阀等先导阀控制，可在瞬间启、闭压缩气源产生气脉冲的膜片或活塞阀。

（二）设备特点

1. 清灰方式

清灰是使袋式除尘器能长期持续工作的决定性因素，清灰的基本要求是从滤袋上迅速而均匀地剥落沉积的粉尘，同时又要求能保持一定的一次粉尘层，并且不损伤滤袋和消耗较少的动力。清灰方式的特征是袋式除尘器分类的主要依据。

袋式除尘器按清灰方式的不同分为机械振打清灰、反吹风类清灰、脉冲喷吹清灰、复合清灰四类。

燃煤锅炉袋式除尘器常用的清灰方式主要为脉冲喷吹清灰，可以细分为固定行脉冲喷吹和低压旋转脉冲喷吹两种形式，还有少数工程采用气箱式脉冲袋式除尘器和机械回转式反吹袋式除尘器。

两种脉冲喷吹清灰方式对比见表 29-10。固定行脉冲喷吹袋式除尘器的结构示意图如图 29-10 所示，旋转式低压脉冲喷吹袋式除尘器的结构示意图如图 29-11 所示。旋转式低压脉冲袋式除尘器上部机构及喷吹装置的结构如图 29-12 所示。

表 29-10　两种脉冲喷次清灰方式对比表

序号	比较内容	固定行脉冲喷吹	低压旋转脉冲喷吹
1	清灰压力	脉冲清灰压力相对于旋转式低压脉冲较高，为 0.2～0.4MPa	脉冲阀的清灰压力较低，在 0.085～0.12MPa。这样喷射清灰瞬间对滤袋的张力及剪切力也非常小，因此对滤袋的磨损也非常小，可以有效地延长滤袋的使用寿命
2	清灰模式	滤袋按行排列设计，每行滤袋出口上方配置一根喷吹管和一个与气包连接的脉冲阀，喷吹管下方对应每个滤袋中心开一个喷吹孔，压缩空气是通过喷吹孔进入滤袋清灰的。逐行逐个喷吹，每个滤袋均有对应喷吹孔。喷吹风管的孔眼与滤袋的中心在同一条垂直线上	模糊清灰，每个脉冲阀喷吹约上千条滤袋。每个过滤单元只配制一个大口径（8～12in）的脉冲阀，每个脉冲阀喷吹约上千条滤袋，清灰结构为多臂旋转机构
3	滤袋布置方式	滤袋布置采用行列矩阵布置方式，滤袋间距根据设计要求可采用均匀布置或者变间距布置。滤袋形状一般为圆形。 滤袋布置一般采用小仓室结构，可根据占地面积灵活布置	采用大仓室结构，滤袋以同心圆状布置，安装后的滤袋外形呈椭圆形。在相同的空间内，采用同心圆状的布置方式，过滤面积可以增加 20%～30%。 每个大仓室为一个单元，每个单元只需设置一组花板及一套旋转清灰机构。旋转清灰机构由驱动电动机驱动，带动清灰臂旋转对滤袋进行脉冲清灰
4	可靠性	无机械运动部件	设置转动部件，需定期检修
5	脉冲阀	脉冲阀大多采用小脉冲阀，一个脉冲阀固定喷吹 12～16 条滤袋，脉冲阀数量多，尺寸小	采用大型的脉冲阀，脉冲阀数量少
6	日常检修	检查喷吹管是否移位，脉冲阀是否漏气，无需专用工具	定期对齿轮结构、转动电机进行加油，需要采用多种专用工具。 旋转风管能够灵活转动，在建成、更换滤袋或袋笼时，只需旋转风管即可
7	清灰气源	可用厂内空气压缩机系统，布置于空气压缩机房内	自带风机，一般布置于除尘器底部

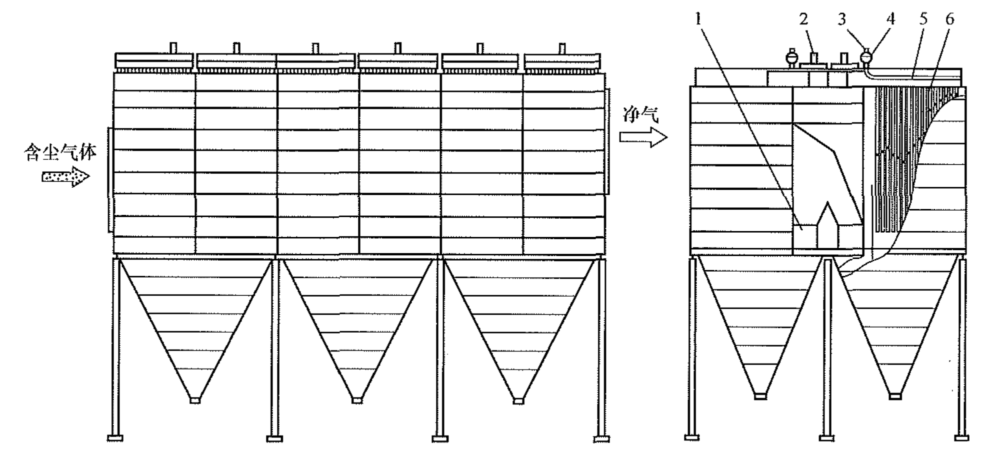


图 29-10　固定式行喷吹脉冲袋式除尘器结构示意图

1—进气阀；2—离线阀；3—脉冲阀；4—气包；5—喷吹管；6—滤袋及框架

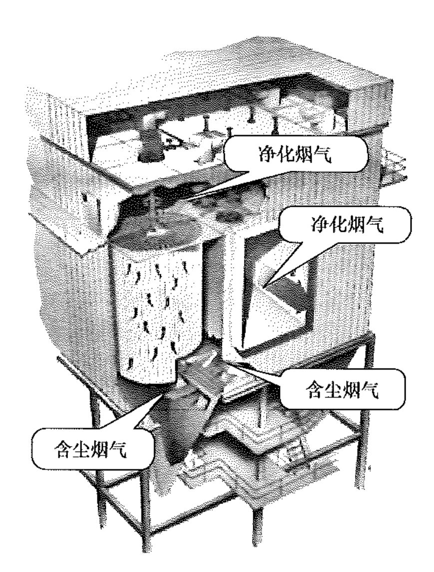


图 29-11　旋转式低压脉冲喷吹袋式除尘器结构示意图

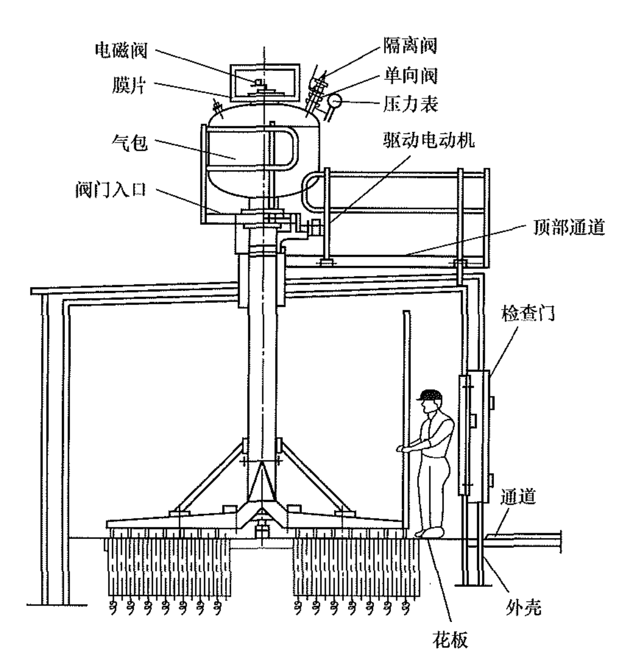


图 29-12　旋转式低压脉冲袋式除尘器上部机构及喷吹装置

2. 滤袋和滤料

滤袋的分类如下：按滤袋的形状分为扁形袋（梯形及平板形）和圆形袋（圆筒形）。按进出风方式分为下进风上出风及上进风下出风和直流式（只限于板状扁袋）。按袋的过滤方式分为外滤式及内滤式，含尘气体经过滤袋的内表面过滤后，粉尘被阻隔在滤袋的内表面上，这种过滤方式叫内滤式；含尘气体经过滤袋的外表面过滤后，粉尘被阻隔在滤袋的外表面上，这种过滤方式叫外滤式。

袋式除尘器的滤料是袋式除尘器的核心部分。滤料的性能和质量直接影响除尘器的性能和运行。滤料材质的选取应根据烟气条件确定，充分考虑煤质变化造成的影响，保证在设计条件下滤袋的长期可靠使用。必须考虑含尘气体和粉尘的理化性质，如气体的成分、温度、湿度，粉尘的大小、浓度、黏结性、磨琢性等，选用时应遵循以下基本原则：

（1）所选滤料的连续使用温度应高于除尘器入口烟气温度及粉尘温度。

（2）根据烟气和粉尘的化学成分、腐蚀性和毒性选择适宜的滤料材质和结构。

（3）选择滤料时应考虑除尘器的清灰方式。

（4）对于烟气含湿量大，粉尘易潮解和板结、粉尘黏性大的场合，宜选用表面光洁度高的滤料。

（5）对微细粒子高效捕集、车间内空气净化回用、高浓度含尘气体净化等场合，可采用覆膜滤料或其他表面过滤滤料；对爆炸性粉尘净化，应采用抗静电滤料；对含有火星的气体净化，应选用阻燃滤料。

（6）高温滤料应进行充分热定型；净化腐蚀性烟气的滤料应进行防腐后处理；对含湿量大、含油雾的气体净化，所选滤料应进行疏油疏水后处理。

（7）当滤料有耐酸、耐氧化、耐水解和长寿命等的组合要求时，可采用复合滤料。

（8）当烟气温度小于 130℃时，可选用常温滤料；

当烟气温度高于 130℃时，可选用高温滤料；当烟气温度高于 260℃时，对烟气冷却后方可使用高温滤料或常温滤料。在正常工况和操作条件下，滤袋设计使用寿命不小于 2 年。

考虑滤袋使用寿命因素，选择时则以抵御烟气化学成分的破坏为重点，根据烟气成分与温度，通过滤材的搭配来满足滤料的抗化学性能。常用的滤料性能和使用工况见表 29-11，滤料的选用见表 29-12。

表 29-11　　常用滤料性能和使用工况表

纤维	简称	使用温度（℃）	抗水解性	抗酸性	抗碱性	抗氧化性
聚苯硫醚	PPS	＜160	很好	很好	很好	一般
聚酰亚胺	P84	＜240	较好	较好	较好	较好
聚四氟乙烯	PTFE	＜240	很好	很好	很好	很好

表 29-12　　滤 料 的 选 用

序号	煤含硫量 S	烟气温度 t（℃）	滤料		
			纤维	基布	克重（g/m²）
1	S＜1.0%	120≤t≤160	PPS	PTFE 或 PPS	≥550
2	1.0%≤S＜1.5%	120≤t≤160	70%PPS+30%PTFE	PTFE	≥600
3	1.5%≤S＜2.0%	120≤t≤160	50%PPS+50%PTFE	PTFE	≥620
4	1.0%≤S＜2.0%	170≤t≤240	15%PI+85%PTFE	PTFE	≥650
5	S≥2.0%	120≤t≤160	30%PPS+70%PTFE	PTFE	≥640
6	S≥2.0%	170≤t≤240	PTFE	PTFE	≥750

注 1. PPS 为聚苯硫醚缩写，以 PPS 纤维为主的滤料，烟气中含氧量不应大于 8%、NO_2 的含量不应大于 15mg/m³。
2. PTFE 为聚四氟乙烯缩写。
3. PI 为聚酰亚胺缩写。
4. 当除尘器的出口气体含尘浓度低于 30mg/m³（标准状态，干基）时，克重应适当相应增大。

滤料加工和滤料结构形式，往往影响其过滤精度和残余阻力。如覆膜、梯结构等。当滤料表层孔隙越小，则过滤精度越高，除尘的排放越低阻力也相对较低。一般这些处理对滤袋使用寿命无直接关系。

无纺布在工艺中通常有两种方式：针刺和水刺。

（1）针刺优点是刚性针完全穿透纤维，双向刺钩使纤维之间的缠绕充分，厚实，在清灰过程纤维不会发生松散现象，其不足是对基布、纤维损伤而降低其强度，且残余的针眼使滤料的孔隙较大和不均匀等问题。

（2）水刺则是利用高压水柱替代传统的针刺，具有不损伤基布和纤维以及无残余针眼等优点，但由于水刺的属于柔性穿刺，穿透力低，纤维之间的缠绕松散，因此加工滤料的厚度局限性极大，一般只限于较薄厚度的巾类织物加工，加工工业滤料存在问题较多，因此慎重选用单一水刺加工的滤料。

（3）针刺水刺复合滤料是应用针刺与水刺相结合的工艺生产的三维毡滤料，先针刺后再进行水刺。既克服针刺工艺的刺伤纤维和留有针孔两大弊端，延长滤袋寿命和提高过滤精度，又可降低生产成本，提高经济性。该滤料已广泛应用于袋式除尘器。

针对不同排放要求，达标排放时对滤料的结构与后处理无特殊要求。当满足特别排放和超低排放时，一般选用高精过滤的滤料，其中普遍采用超细纤维形成的梯度滤料。当然，选用滤料时，无论排放要求如何，根据烟气条件采取合理的材质搭配，是保证滤袋使用寿命不可缺少的原则。

三、重要技术参数

1. 除尘效率

影响袋式除尘器效率的因素与粉尘特质、过滤风速、压力损失、清灰方式、滤料性能、运行维护管理等有密切关联（详见本章第一节电除尘器）。

2. 过滤面积

滤袋总过滤面积按式（29-5）计算。

$$A=\pi dln \tag{29-5}$$

式中 A——滤袋总过滤面积，m²；
d——袋直径（或当量直径），m；
l——滤袋有效长度，m；
n——滤袋总数量，条。

3. 过滤风速

过滤风速指的是气体通过滤布时的平均速度，即单位时间内通过单位面积滤布的含尘气体的流量。它表示的是袋式除尘器处理气体的能力，其计算公式为：

$$v = 60Q_s/A \qquad (29\text{-}6)$$

式中 v——过滤风速（气布比），s；

Q_s——除尘器入口实际含尘烟气流量，m^3/s；

A——滤袋总过滤面积，m^2。

过滤风速的选择与粉尘性质、含尘浓度、滤料特性、除尘效率、清灰方式和运行阻力的要求等因素有关。过滤风速越高，净化效率越低，运行阻力越高，但过滤面积越小，设备费用和占地面积越小。因此，过滤风速的选择要综合考虑各种因素。过滤风速是一个工程经验数据。

在下列条件下可采用较高的过滤风速：粉尘颗粒较大，黏性小；处理常温气体；进口含尘浓度较低；采用针刺毡滤料或者表面过滤材料；采用强力清灰方式；清灰周期较短。

一般来说，小于1μm的粉尘，适当降低过滤风速，有利于提高除尘效率；在5～15μm范围内的粉尘，适当提高过滤风速，可以提高除尘效率。而提高过滤风速，可提高滤袋的处理能力，减少滤料面积；但风速过大，会把已沉积在滤料上的粉尘重新吹起，使阻力增加，降低除尘效率。实验表明，对于绒布和呢料滤料，过滤风速增加，对除尘效率影响不大；但对于玻璃纤维和平绸滤料，其除尘效率随过滤风速的增加而显著下降。为保证布袋除尘器良好的除尘效率和较小的阻力，过滤风速应分别按不同的滤料和清灰方式确定。

4. 设备阻力

设备阻力无具体计算公式，主要与除尘器整体设计、气流分布设计、清灰形式、滤袋使用寿命、运行时间等有关。

在设备运行的过程中袋式除尘器的阻力不是定值，而是随着时间变化的。随着过滤的进行，滤料上附着的粉尘层逐渐增厚，阻力相应增加。此时需清灰，以便将阻力控制在一定范围之内，确保除尘器正常工作。一般来讲，脉冲袋式除尘器阻力为800～1500Pa。

袋式除尘器的阻力主要由三部分组成：

（1）设备本体结构的阻力，指除尘器进、出口阀门及其分布管道引起的局部阻力和沿程阻力，这部分可以通过数值模拟试验得出，此部分阻力不可避免，但可以通过采用合理结构和优化气流分布减少。

（2）滤袋的阻力，指未滤粉尘时滤料的阻力，为50～200Pa。滤料性能对除尘效率有较大的影响。包括滤料原料、纤维和纱线的粗细，织造和毡合方式，滤料后处理工艺，滤料厚度、质量，空隙率等。一般情况下，针刺毡滤料优于机织滤料，针刺毡滤料单位面积重量越大、滤料越厚，净化效率越高；缎纹和斜纹滤料优于平纹滤料；表面起绒滤料优于表面光滑滤料，容易形成稳定的一次粉尘层；表面覆膜滤料优于常规滤料；容尘滤料优于清洁滤料，对针刺毡滤料影响较小。

（3）滤袋表面粉尘层的阻力，粉尘层的阻力为干净滤料阻力的5～10倍。

实际上，滤料清灰后其阻力只能降低，不能恢复到新滤料状态，这是因为滤料上含残存初次粉尘层。而且残存初次粉尘层的量会随使用时间推移而增加。一般情况的，袋式除尘器的压力损失在刚使用时增加较快，但经1～2个月便趋稳定，以后虽有增加但比较缓慢，多数趋于定值。

在袋式除尘器允许的阻力范围内，进口气体含尘浓度、过滤风速和过滤持续时间三方面因素是相互影响的。如处理含尘浓度较低的气体时，过滤的持续时间就可以适当的延长，处理含尘浓度较高的气体时，过滤持续时间就应该尽量缩短。进口含尘浓度低、过滤持续时间短的、清灰效果好的除尘器可以选用较高的过滤风速；反之，则应选用较低的风速。

5. 袋式除尘器的主要参数及使用效果

袋式除尘器的主要参数及使用效果见表29-13。

表29-13 袋式除尘器的主要工艺参数及使用效果表

名称	单位	主要工艺参数及使用效果		
处理烟气量	m^3/h	≤4.0×10^6		
运行烟气温度	℃	高于烟气酸露点15℃以上，且≤250℃以下		
设备漏风率	%	≤2		
过滤风速	m/min	≤1.0	≤0.9	≤0.8
设备阻力	Pa	<1500	<1500	<1400
滤袋整体使用寿命	年	≥4	≥4	≥4
滤料形式		常规针刺毡	常规针刺毡	高精过滤滤料
出口烟尘浓度	mg/m^3	≤30	≤20	≤10

注 1. 过滤风速的选取与浓度、特性、除尘器结构形式有关。
2. 处理干法、半干法脱硫后的高粉尘浓度烟气时，过滤风速宜不大于0.7m/min。

四、主要技术规范

1. 应向设备制造厂提供的设计参数和运行条件见本章第一节电除尘器部分。

2. 性能保证值

以下性能保证值由设备制造厂提供：

（1）保证效率________。

（2）本体阻力________。

（3）本体漏风率________。

（4）气流均布系数________。

（5）噪声________。

达到上述性能保证值的条件如下：

（1）袋式除尘器采用设计煤质的下列条件下和采用校核煤质时均能达到保证效率及出口含尘浓度：

1）满足工程提供的设计条件和气象、地理条件。

2）烟气温度为设计温度±10℃。

3）烟气量应保证在锅炉 BMCR 工况下，锅炉出口烟气量增加 10%。

（2）袋式除尘器滤料的选择充分考虑机组正常运行时入口烟气温度±10℃的波动情况及除尘器入口烟气量增加 10%的工况；同时还应满足一个仓室或通道离线检修时，不影响除尘器效率及本体阻力。

（3）袋式除尘器的设计应能适应工程的煤质特点，充分考虑烟气中的灰分、水分以及烟气露点温度等因素，并应根据煤质特点，充分考虑到烟气超温运行工况（机组启动、燃油助燃、一次风机或送风机事故等特殊情况），采取快速采取必要而有效的措施，确保袋式除尘器安全稳定运行。

（4）袋式除尘器应采用定阻力清灰程序自动控制，1 年验收期除尘器运行阻力不得超过 1000Pa；滤袋运行 30000h，除尘器运行阻力不得超过 1200Pa。

（5）袋式除尘器本体漏风率不大于 2%。

（6）袋式除尘器滤袋过滤风速不大于 1m/min。

（7）距壳体 1m 处最大噪声级不应超过 80dB（A）。

（8）袋式除尘器应有独立的分室结构，可以在运行时实现不停炉分室检修，即可以在线进行更换布袋操作。

3. 主要技术规范

（1）结构要求如下：

1）袋式除尘器能实现离线检修，在线或离线清灰；离线检修时，应满足更换单个滤袋所需时间；当某一仓室离线检修时，与系统的隔离手段，应做得隔离严密不漏烟。

2）应有合理技术措施确保烟气均匀流过各箱室并均匀流过所有布袋，同时要有大颗粒粉尘预分离措施。如为大仓室袋式除尘器，仓室内应设置检修起吊设施。

3）袋式除尘器除满足地震强度外，还应按下列载荷和危险组合进行强度设计：设计工作压力及瞬间最大压力，除尘器重载（自重，保温层重，附属设备，存灰重等）；地震载荷；风载和雪载；检修载荷；除尘器前后排钢支架考虑气力除灰及相关管道的支撑荷载。

4）袋式除尘器的钢结构要求如下：袋式除尘器的钢结构设计温度为 300℃；当锅炉尾部燃烧时，袋式除尘器的钢结构部分应允许在 350℃正压条件下运行 30min 而无损坏；袋式除尘器的耐压强度宜按引风机铭牌全压计算，一般在-20.0kPa～+20.0kPa 范围内；就除尘器的钢结构而言，支承结构应是自撑式的，任何水平荷载都不能转移到别的结构上，如有膨胀位移，提供位移尺寸和方向，并提供自身载荷分布图；钢结构的设计应简化现场安装步骤，尽量减少现场焊接工序。

5）根据设计院进出口烟道布置，设备厂家应在厂内做模拟试验，并提供烟道导流板的设计。

（2）滤袋的技术要求如下：

1）滤袋使用寿命不应小于机组 1 个大修期 4 年的运行小时 30000h。

2）滤料选用适合于各运行工况的产品，并结合工程煤质及烟气情况确定滤料材质与形式。

3）布袋在保证期内失效率小于 0.5%，寿命期内失效率小于 0.5%。

（3）袋笼的技术要求如下：

1）袋笼的纵筋和反撑环分布均匀，并有足够的强度和刚度，防止损坏和变形，并提供纵筋的规格数量和反撑环的间距。

2）袋笼框架的所有焊点应均匀牢固，不允许出现脱焊、虚焊和漏焊现象，不允许表面有毛刺。

3）对多节袋笼的安装要求必须保证同心。

（4）清灰系统的技术要求如下：

1）清灰系统设计合理，脉冲阀动作灵活可靠。

2）清灰系统能够实现离线清灰，清灰力度和清灰气量能满足各种运行工况下的清灰需求。

3）提供脉冲阀的规格、型号、技术参数，并给出脉冲阀的保证使用寿命。

4）提供易损件的消耗量。

（5）花板的技术要求如下：

1）花板的开孔须采用特殊工艺加工，并清理各孔的锋利边角和毛刺，孔径公差满足国家标准，形成良好的密封，花盘孔中心偏差小于 1mm。

2）花板表面要求平整光洁，不得出现挠曲、凹凸不平等缺陷，其平面度偏差不大于 1‰。

（6）灰斗的技术要求如下：

1）除尘器每只灰斗只设一个排灰口，为防止灰斗内灰结露灰斗设置电加热器。

2）为了避免烟气短路，灰斗内应装有阻流板，它的下部尽量距排灰口远些。灰斗斜壁与水平面

的夹角不应小于 60°。相邻壁交角的内侧，应做成圆弧形，圆角半径大于 200mm，以保证灰尘自由流动。

3）灰斗及排灰口的设计应保证灰尘能自由流动排出灰斗。灰斗容积除尘器进口最大含尘量至少满足锅炉 BMCR 工况下 8h 的储灰量，灰斗荷载应按灰斗最大可能的储灰量设计。

4）除承受保温等结构荷载外，灰斗应与布袋除尘部分共同考虑承受 BMCR 工况条件下设计煤种和校核煤种 8h 灰量，并且在灰斗满灰条件下不应出现垮塌事故。

5）每只灰斗应有一个密封性能好的捅灰孔和检修用人孔并便于操作。

6）灰斗应设有防止灰斗内灰结拱的设施。不设振打装置，采用气化装置，每只灰斗装设两个灰斗气化板，对称布置；布置时应躲开捅灰孔。

7）灰斗应留有高料位指示装置的安装位置及接口。

8）每只灰斗应考虑承载除灰系统设备荷重。

9）灰斗有良好的保温措施，灰斗的加热采用板式电加热方式，使灰斗壁温保持不低于 120℃，且要高于烟气露点温度 5～10℃。

第三节　电 袋 除 尘 器

电袋除尘器顾名思义是复合型的除尘器，结构上是将静电除尘器、袋式除尘器两种除尘器在一个箱体内进行紧凑的安装，技术上融合了静电除尘器、袋式除尘器两种除尘器的特点。

电袋除尘器由电场区和滤袋区组成，其中在电场区安装阳极系统和阴极系统，应用静电除尘原理，对含尘气体中的粉尘进行荷电和脱除，滤袋区安装滤袋和清灰装置，用于过滤未被电场捕集的荷电粉尘和未荷电粉尘。

一、工艺原理

电袋复合除尘器是在一个箱体内紧凑地安装电场区和滤袋区，有机结合电除尘和袋除尘两种机理的一种除尘器。基本工作原理是利用前级电场区收集大部分的粉尘和使烟尘荷电，利用后级滤袋区过滤拦截剩余的粉尘，实现烟气的净化。

电袋复合除尘器工作过程是，高速含尘烟气从烟道经进口喇叭扩散、缓冲、整流，水平进入电场区。烟气中部分粗颗粒粉尘在扩散、缓冲过程中沉降落入灰斗，大部分粉尘（80%以上）在电场区的高压静电作用下在阳极板捕集，剩余部分细粒径荷电尘随气流进入滤袋区被滤袋过滤净化后，从袋口流出，经净气室、提升阀、出口烟箱、烟囱排放，从而完成烟气的净化过程。静电除尘和滤袋除尘的原理见本章第一节和第二节。电袋除尘器的特别之处在于荷电粉尘的过滤，其原理如下：

含尘烟气经过电场时，在高压电场的作用下气体发生电离，粉尘颗粒被荷电或极化凝并，荷电粉尘在静电力的作用下被收尘极捕集，未被捕集的粉尘在流向滤袋区的过程中，再次因静电力的作用而凝并，粉尘粒径增大而不容易穿透滤料；同时荷电粉尘在向滤袋表面沉积的过程中受库仑力、极化力和电场力的协同作用，使得微细尘粒凝并、吸附、有序排列，实现对烟气中粉尘的高效脱除。

1. 粉尘在电场中的凝并

含尘烟气中气溶胶粒子相互碰撞聚合发生凝并，形成较大的尘粒。小于 1pm 的粒子凝并是由不规则热力运动所致，若粒子直径比气体平均自由程大得多，则碰撞将受扩散效应的制约。不同粒径的粒子容易发生凝并，并且凝并速率随着粒径差别的增加而增大。

荷电尘粒在电场力的作用下向收尘极运动，因粉尘荷电极性的不同、荷电量的不同以及粉尘质量的不同，在电场中产生相对运动，受库仑力和速度差的作用，荷电尘粒发生碰撞而凝并。

荷电粉尘在到达滤袋表面前的凝并，未被电场区捕集的粉尘流向后级的过渡区，带不同电荷的尘粒，如正负电荷尘粒之间、正电荷尘粒与中性尘粒之间、中性尘粒和负电荷尘粒之间，受库仑力的作用，而再次发生凝并，形成较大粒径的粉尘。

对于带同种电荷的尘粒，原则上讲由于粒子之间存在斥力而不利于凝并，但这种分析的前提条件是粒子呈球形单分散系，且粒子比气体的平均自由程大得多。而实际的气溶胶粒子都属于高分散系，且形状不一，同时在几乎相同的荷电条件下由于尘粒自身特性的差异，粒子的荷电量也有区别，即使荷电量相同的粒子其电荷在表面的分布也不一定均匀。因此，当带同种电荷的粒子紧密接近时，也会感应出相反的电荷，使得其引力大于斥力而凝并。粉尘在滤袋表面的凝并与沉积，无论粉尘是否带电，未被电场区捕集的粉尘必须通过电袋复合除尘器的后级袋区过滤，这些粉尘受到烟气流压差的作用向滤袋表面驱进，并吸附在滤袋表面。

2. 荷电粉尘与中性捕集体的吸附和凝并

通过对荷电粉尘的纤维过滤特性研究表明，与普通粉尘相比，荷电粉尘具有不同的过滤效应。滤料纤维在开始工作时是不带电的中性纤维捕集体，荷电粉尘受库仑力的作用向中性纤维驱进，均匀吸附在纤维表面。这一现象已被试验验证，不加电场时，纤维的背风面几乎没有粉尘沉积，只有加电场时，纤维背风面才有积尘，因此与不荷电粉尘相比，洁净滤料对荷

电粉尘的捕集效率更高。

电袋复合除尘器投运初期，新滤袋安装完后应立即进行预涂灰工作，以保护滤袋免受锅炉点炉时油烟的影响。这些预涂灰粉本身由不同粒径的粉尘组成，滤袋经过预涂灰后在滤袋表面形成一次粉尘层，在滤袋开始投入运行时，这层粉尘层阻挡微细粉尘进入滤袋纤维内部，达到高的捕集效率。因此，在实际除尘过程中，洁净滤料在预涂灰后直到使用寿命终结就不再是洁净滤料了。同时为防止过度清灰时粉尘层被清除而导致过滤效率下降，需要控制清灰的压力和间频度，使滤袋表面总是保持一次粉尘层，基本上实现表面过滤。

3. 荷电粉尘层的凝并和沉积

当荷电粉尘堆积在滤袋表面后，在滤袋表面形成一层带负电的粉尘层，随着过滤过程的进行，荷电粉尘在滤袋表面不断沉积，由于堆积的荷电粉尘数量不断增大，这些带电粉尘聚集在滤袋表面，成为携带大量负粒子的粉尘堆，形成二次微电场，产生一定的电场强度。

含尘烟气中不带电和带正电的粉尘，在沉积于滤料表面的过程中会被带负电的粉尘吸附，使其不易穿过粉尘层表面渗入到滤料内部。根据尘粒的荷电理论，能够穿过电场的难于荷电的粉尘，大部分为粒径小、比电阻高的细颗粒粉尘，因此荷电粉尘层在一定程度上提高了细微粉尘的捕集效率。

新沉积在荷电粉尘层的带负电尘粒，一方面受到负电粉尘层的排斥作用，加上荷电粉尘层不断释放静电，形成与气流流动方向相反的阻力，产生粉尘在滤袋表面的阻尼震荡，减弱了粒子穿越表面粉尘层的能力，提高捕集率；另一方面由于相同极性粉尘的相互排斥，滤料表面的粉尘层呈棉絮状堆积，形成更为有序、疏松的结构，粉尘层阻力小，清灰后易剥离，有利于提高清灰效果，降低运行阻力。这样，由于粉尘的荷电作用，优化了滤袋表面一次粉尘层结构，强化面过滤作用。即使荷电粉尘没有被滤袋表面带负电的粉尘层捕集，在穿越粉尘层后，荷电粉尘粒子也会与中性纤维相互吸引，不会直接穿透。

不断沉积在滤袋表面的荷电粉尘所携带的电量，一部分随粉尘清灰而落入除尘器的灰斗，通过灰斗的金属壁板释放；另一部分通过粉尘层本身传递到悬挂滤袋的花板释放。由于粉尘本身的导电性有限，加上清灰的间歇性动作，使得滤袋表面带电粉尘的数量和带电量也在发生周期性的变化。只要前级电场一直在工作，荷电粉尘的来源也不会间断，滤袋表面带电粉尘层的作用也就不会消失。

二、典型结构

电袋复合除尘器主要由两大部分组成，一部分是电袋复合除尘器本体，另一部分是电袋复合除尘器电控设备，包括高压供电装置、低压控制系统装置和上位机监控系统，图 29-13 是典型的电袋除尘器结构图。

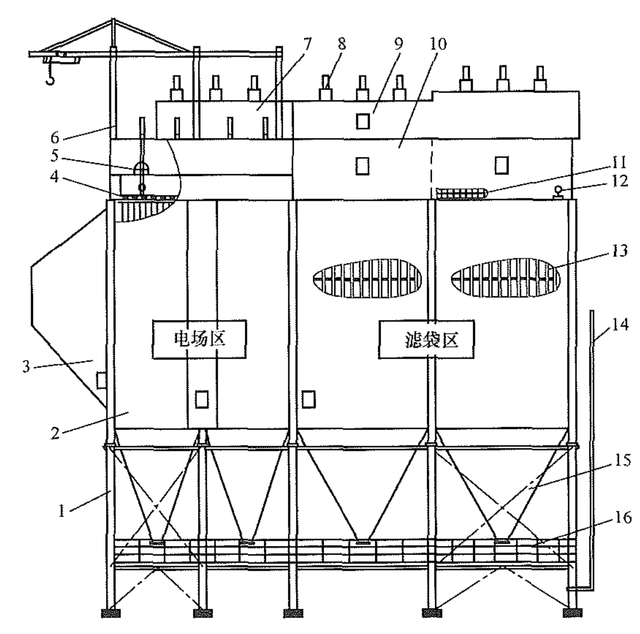


图 29-13 典型的电袋除尘器结构图

1—钢支架；2—壳体；3—进气烟箱；4—阳极系统；5—阴极系统；6—起吊装置；7—旁路烟道；8—提升阀装置；9—出气烟箱；10—净气室；11—清灰系统；12—检测装置；13—滤袋袋笼；14—压缩空气系统；15—灰斗；16—楼梯平台

1. 壳体

壳体是支撑电袋复合除尘器内部构件重量及壳体外部附加的荷载，将烟气与外界环境隔绝，引导烟气通过电场区和滤袋区形成一个独立的收尘空间。壳体的材料根据被处理烟气的性质而定，一般用钢材制作。壳体的结构不仅要有足够的强度、刚度和气密性，而且还要考虑工作环境下的耐腐蚀性和稳定性，同时要结合制作、运输和安装等，使壳体结构既能满足电袋复合除尘器的工艺要求，又具有良好的经济性。

2. 阳极系统和阴极系统

（1）阳极系统。阳极系统由阳极板、上部悬吊装置和下部阳极振打杆（或上部振打砧梁）等零部件组成。

（2）阴极系统。阴极又称为放电极或电晕极，其作用是与阳极一起形成均匀电场，产生电晕电流。阴极系统由阴极线、阴极框架和阴极吊挂等部分组成。因为阴极系统在工作时带高压电，所以在设计时必须保证阴极系统与阳极系统和壳体之间有足够的放电距离，并设置相应的绝缘装置。

3. 振打清灰装置

阳极振打和阴极振打的振打原理基本相同，主要区别在于：阴极振打轴和振打锤带有高压电，所以设

计中必须与壳体及驱动装置绝缘。此外阴极线和阳极板所需振打力不同。

电袋复合除尘器阴阳极系统的振打清灰装置根据其使用振打设备分为电磁锤振打和机械锤振打。电磁锤振打仅应用于顶部振打，机械锤振打根据其振打位置可分为侧部机械振打和顶部机械振打。

4. 绝缘件

电袋复合除尘器电场区绝缘件包括瓷套、绝缘子、绝缘轴和穿墙套管及其他绝缘材料。

对于瓷套及其他与烟气直接接触的绝缘材料的允许工作温度不应低于正常工况条件下的烟气温度，绝缘轴、支柱绝缘子、穿墙套管及其他不直接接触烟气的绝缘材料应满足工况要求，允许工作温度不应低于 150℃，直流耐压值不应低于工作电压的 1.5 倍。

5. 进气烟箱及气流均布装置

进气烟箱用于除尘器前烟道和除尘器电场区之间的过渡，起到扩散和缓冲气流的作用。进气烟箱设计的基本要求是：满足扩散烟气的要求，防止内部积灰，满足结构强度、刚度及气密性要求。

进气烟箱的结构根据除尘系统工艺条件的要求，可采用水平进气、上进气和下进气这几种。

气流均布装置是为了使气流通过进气烟箱后能均匀进入电场区，在进气烟箱内设置的装置。气流均布装置由分布板、导流板组成。

6. 净气室及提升阀装置

当含尘烟气经过滤袋的过滤，从滤袋口流出进入上箱体，该箱体内的气体均已经过过滤，该箱体称之为净气室。

净气室根据结构组成的不同可以分为顶开盖式、高箱体式。

7. 滤袋区的滤袋及滤袋框架

滤袋、袋笼及脉冲阀合称为电袋复合除尘器的三大件。安装好后的滤袋一般悬挂于花板之上，当烟气流穿过滤袋表面，由于滤袋的过滤作用，粉尘颗粒被滤袋阻挡、过滤、沉积在滤袋表面，而干净烟气则穿过滤袋进入净气室，完成烟气净化工作。袋笼在整个过滤过程中起支撑及防护作用。滤袋对除尘器性能又起着决定性的作用，是除尘器运行的核心部件。滤袋的选取在电袋复合除尘器中起着至关重要的作用，直接影响着除尘效果、设备阻力等。

8. 灰斗系统

灰斗安装在除尘器下部，用作除尘器收集下来的粉煤灰的临时储存容器。

9. 烟气旁路系统

烟气旁路系统一般由旁路阀及旁路烟道组成。其中，旁路阀安装在旁路烟道内，主要用于控制烟气的流通路径。当旁路阀开启时，含尘烟气经过旁路烟道汇总至电袋复合除尘器出口烟箱。烟气旁路系统是电袋复合除尘器的保护装置之一。

（1）烟气旁路的保护作用。点炉初期保护滤袋不受油污污染。当锅炉投油点火、煤油混烧时，未燃尽的油质混合燃煤产生的粉尘形成吸附力极强的粉尘层，吸附于滤袋表面，造成糊袋等现象，因此在此阶段可以开启旁路烟道系统，使烟气由旁路烟道排出，从而避免滤袋糊袋；当投油比例增大时，还可适当进行预涂灰，吸附未燃尽油质。

锅炉运行出现异常时保护滤袋不受湿烟气影响而糊袋。当锅炉发生“四管”（指水冷壁、过热器、再热器、省煤器）爆裂时，烟气温度通常会下降或出现空预器出口一侧烟气温度升高，另一侧烟气温度降低的情况，同时烟气中的含水量急剧增加且烟气温度急剧下降。此时控制系统会发出异常温度报警信号，提醒运行人员注意，立即打开烟气旁路系统，湿烟气将不经过滤袋区直接由旁路烟道排入电袋复合除尘器出口烟箱；同时清灰控制采取必要的防护措施，如停止清灰或降低清灰频率以确保滤袋上面有相当厚度的粉尘层，从而隔绝湿烟气直接与滤袋表面接触；入口烟气温度过高时保护滤袋不被烧坏。当烟气温度严重超温，且无法在短时间内有效降温时，开启旁路系统，可以使高温烟气直接由旁路系统排入除尘器出口烟箱，以保证滤布的安全。

（2）烟气旁路系统形式。根据布置形式分为内置式和外置式。内置式烟气旁路系统布置在除尘器的内部，不需要额外设计管道连接，旁路阀安装在含尘烟气通道与除尘后烟气通道之间的隔仓板上，开启时，将含尘烟气通道与除尘后烟气通道连通；关闭后将含尘烟气通道与除尘后烟气通道隔断。

当旁路系统开启时，其排放烟气在经过电场区除尘处理后，烟气含尘量已明显减少（特别是粗颗粒粉尘），对下游脱硫系统及风机等设备能起到一定的保护作用。同时，由于内置旁路烟道两边均有高温烟气通过，有效预防设备腐蚀及老化。外置式烟气旁路系统布置在除尘器的外部，其进口与除尘器前进口烟道连接，出口与出口烟道连接。开启时，除尘器进口烟道与出口烟道连通，含尘烟气未进入除尘器，直接由旁路烟道排出；关闭后将除尘器前的含尘烟气管道与出口烟道隔断。外置式旁路烟道因使用频率较低，烟道内部容易生锈、腐蚀。

三、主要技术规范

（一）基础参数及性能保证值

基础参数的空白处根据项目情况填写，性能保证值的空白处由设备制造厂填写。

1. 基础参数

（1）类型：干式、卧式、板式、一体式静电除尘器与布袋除尘器复合。

（2）数量：每台炉配________台________电场的电袋复合除尘器，两台机组共________台。

（3）每台炉电袋复合除尘器入口烟气量（标准状态）：________m^3/h。实际烟气体积：________m^3/h。标准烟气体积（标态、干基、6%氧）（标准状态）：________m^3/h。

（4）电袋复合除尘器入口烟气温度：________℃。

（5）电袋复合除尘器入口烟气含尘浓度（标准状态、干基、6%氧）：________mg/m^3。

2. 性能保证

（1）保证效率：________。

（2）除尘器出口烟气含尘浓度（标准状态、干基、6%氧）：________mg/m^3。

（3）本体阻力：________。

（4）本体漏风率：________。

（5）气流均布系数：________。

（6）噪声：________。

（7）除尘器本体功耗：________。

（8）袋区过滤风速：________。

（9）电区比集尘面积：________。

除尘器在下列同时存在条件下均能达到满足性能保证中相关要求。

（1）在用户所提供的设计条件和气象、地理条件、烟道布置条件下。

（2）电除尘区一个分区不投入工作。

（3）烟气温度为除尘器入口烟气设计温度+10℃。

（4）入口烟气量在给定设计条件下增加10%。

（5）不以烟气调质剂作为性能保证的条件。

（二）技术规范要点

技术规范要点的空白处由设备制造厂填写。

（1）电袋复合除尘器的钢结构设计温度。

1）电袋复合除尘器的钢结构设计温度为300℃。

2）当锅炉尾部燃烧时，除尘器本体钢结构允许在350℃正压条件下运行30min而无损坏。

（2）设计负压：________Pa；设计正压：________Pa。

（3）除尘器允许在锅炉最低稳燃负荷及以下时运行正常不发生堵塞。

（4）灰斗及排灰口的设计保证灰尘能自由流动排出灰斗。灰斗的容积按用户提供的除尘器进口最大含尘量（设计煤种或校核煤种）至少满足锅炉8h满负荷运行设计，计算容积时灰密度按600kg/m^3考虑。但灰斗荷载按灰斗最大可能的储灰量以及灰斗下部设备的荷载之和设计，计算荷重时灰密度按1000kg/m^3考虑。灰斗的设计考虑防止在恶劣情况下灰斗脱落造成事故。

（5）阳极板和阴极框架的振打程序、间隔均可调，振打装置使电极整体产生足够强的法向加速度。阳极振打加速度最低值不小于150g，阴极振打加速度最低值不小于50g。

（6）距壳体1m处最大噪声级不超过80dB。

（7）滤袋采用________材质纤维，在同时满足以下条件正常运行使用时，滤袋的使用寿命大于等于4年：

1）除尘器入口烟气温度小于160℃下长期使用，瞬间（每次少于120min）温度允许190℃，一年累计达到190℃的时间不可超过100h。

2）除尘器入口烟气温度至少高于烟气酸露点15℃。

3）除尘器入口烟气O_2含量≤6%（烟气温度≤160℃时）。

4）除尘器入口烟气NO_x含量（标准状态）<________mg/m^3。

5）除尘器入口烟气SO_2含量（标准状态）<________mg/m^3。

（8）结构要求/系统配置规范：

1）除尘器本体：

a. 每台除尘器的进口都配备多孔板或其他形式的均流装置（采用耐磨材质），提供入口烟道导流板设计，以便烟气均匀地流过电场。

b. 壳体有密封、防风、防雨措施，壳体设计尽量避免死角或灰尘积聚区。

c. 除尘器的每个电场前后均设有人孔和通道。在除尘器顶部设有检修孔，以便对电极悬吊系统进行检修。圆形人孔门直径不小于600mm，矩形人孔门不小于600mm×800mm。

d. 通向每一高压部分的入口门与该高压部分供电的整流变压器控制装置相联锁，以免发生高压触电事故。

e. 绝缘子设有加热装置。

f. 所有平台均设栏杆和护沿，平台、栏杆和护沿采用热镀锌钢格栅板。平台载荷为4kN/m^2，栏杆高度为1.2m。平台扶梯的栏杆按DLGJ 158《火力发电厂钢制平台扶梯设计技术规定》执行。除尘器顶部设跨越电缆桥架的走道。

g. 扶梯能满足到各层需检修和操作的作业面，扶梯载荷为2kN/m^2。扶梯宽度为800mm。

h. 除尘器设有至每个灰斗下口附近的贯通式平台，具体位置根据飞灰输送器的安装情况做相应调整；由零米到本体的第一层平台的扶梯由买、卖双方共同

协商布置位置，由制造厂设计供货。除尘器进出口测点操作平台及扶梯，包括由除尘器顶部至测点操作平台的扶梯由制造厂设计供货。

i. 设备支撑件的底座考虑到地震力加速度对它的作用。

j. 外壳充分考虑到膨胀要求。

k. 每台除尘器都具有结构上独立的壳体。

l. 每台炉电袋复合除尘器共设置 4 个烟气通道；布袋除尘区采用高净气室结构，可以在净气室内部进行更换布袋操作。

m. 布袋除尘部分滤袋方便拆装、密封性好，安装可靠性高，滤袋合理剪裁，尽量减少拼缝。拼接处，重叠搭接宽度为 10mm。

n. 布袋笼骨采用低碳钢材质，上端口采用法兰且有滤袋口防护装置；自动流水线制作，竖筋之间间距不大于 30mm，圆环间隔不大于 200mm，垂直度直线度满足规范要求；所有焊接点熔透牢固，表面防腐采用有机硅喷涂烘烤工艺，且表面光滑无毛刺。袋笼到货后有整体钢结构框架整箱件包装。

o. 滤袋为同心圆外滤式，使用________材质纤维。滤袋使用寿命不小于 4 年。滤袋技术性能参数按表 29-14 填写。

表 29-14　　滤袋技术性能参数表

序号	名称	单位	参数
1	纤维		
2	滤料		
3	滤袋缝制工艺（包括缝制采用线材质）		
4	滤袋直径（外径）	mm	
5	滤袋长度	mm	
6	克重	g/m^2	
7	厚度	mm	
8	密度	g/cm^3	
9	透气量	L/（dm^3·min）	
10	纵向断裂强度（5cm×20cm）	N	
11	横向断裂强度（5cm×20cm）	N	
12	热收缩@210℃，90min	%	
13	爆破强度	N/cm^2	
14	氧含量 6%时长期使用温度	℃	
15	氧含量 8%时长期使用温度	℃	
16	入口烟气 NO_x 含量（标准状态）	mg/m^3	
17	入口烟气 SO_2 含量（标准状态）	mg/m^3	
18	后处理		

p. 布袋除尘部分清灰系统的清灰是可控的。清灰程序、间隔、强度均可在控制柜上方便可调。清灰系统主要部件须进行预组装试验。清灰阀门选择进口，保证使用寿命 5 年（100 万次）；安装脉冲阀的容器必须采用直径 370mm 以上无缝不锈钢钢管进行加工，以保证脉冲瞬间工作需要的容积。

q. 花板厚度不小于 6mm，采用激光加工，严禁使用冲床加工，充分保证孔径、孔位、平面度要求，安装后确保花板平整，花板平面度小于 1/1000，对角线长度误差小于 3mm，孔距±1mm 内孔加工表面粗糙度为 3.2。滤袋与花板的配合合理，滤袋安装后，必须严密、牢固不掉袋、装拆方便。

r. 滤袋花板上方采用高净气室结构，高度满足滤袋袋笼内部装拆。在除尘器顶部、净气室设有检修孔，以便对电极悬吊系统、滤袋等内部件进行检修。制造厂提供快开、双层铰接的人孔门，每个门都采用隔热的双层设计并带有一个铰接的、坚固的外层门。圆形人孔门直径不小于 600mm。

s. 每台电袋复合除尘器配套简易、可靠预涂灰系统。在除尘器入口烟道留有接口。喷粉管路布置在除尘器进风总管附近，尽量靠近上游烟道总管。整套预涂灰系统的管道、阀门及其他部件等均由制造厂供货。预涂灰粉料以及装载粉料的运输车由用户提供。

预涂灰系统的技术参数：

输粉量：________t/h。

输粉时间：________h。

粉料：粉煤灰。

粉料粒度：________μm。

输送管径：________。

t. 布袋除尘区采用低压脉冲清灰，清灰采用仪用压缩空气，单台炉仪用气量（标准状态）为________m^3/min，仪用气压力不小于________MPa。

u. 除尘器本体钢结构设计寿命不小于 30 年。

2）灰斗：

a. 每台除尘器设________只灰斗，每只灰斗只设一个排灰口。

b. 为了避免烟气短路，灰斗内装有阻流板，它的下部尽量距排灰口远些。灰斗斜壁与水平面的夹角不小于 60°，灰斗相邻壁的交线与水平面的夹角不小于 55°。相邻壁交角的内侧，应作成圆弧形，圆角半径大于 200mm，以保证灰尘自由流动。

c. 每只灰斗设有一个密封性能好的捅灰孔并便于操作。每只灰斗出口处设置灰取样口。

d. 灰斗采用________方式。

e. 灰斗设有防止灰斗内灰结拱的气化装置，每只灰斗设一组气化装置，布置在灰斗相对两侧，安装时应躲开捅灰孔，灰斗气化装置由制造厂提供。气化装置用气源由用户提供，制造厂提供气化装置用气相关参数要求。每只灰斗有一个密封性能好的捅灰孔并便于操作，捅灰孔露出保温层外表面 150mm。每只灰斗出口处设置检修口。

f. 灰斗应设有高料位指示，并采用质量可靠、性能优良的无放射源核子料位计。料位计应提供二组灰位信号，一组供给电袋复合除尘控制系统，一组供给除灰控制系统。

g. 除尘器灰斗筋板设计应考虑除灰系统的输灰压力容器及输送管道的悬吊，每处吊点荷载为________t，每只灰斗考虑支吊________点。

3）阳极板和阴极线：

a. 阳极板的厚度为 1.5mm，其弯曲、扭转等变形应符合 DL/T 514《燃煤电厂电除尘器技术条件》的有关规定。

b. 所有阳极板和阴极线框架均铅垂安装，具有防止其摆动的措施。

4）整流变压器的起吊设施：

a. 整流变压器的起吊设施，能将起吊物由顶部吊至零米，设有相应的起吊位置和钢丝绳长度。起吊设施布置的位置必须得到设计单位的认可。

b. 起吊装置为电动，考虑防雨。电动机防护等级 IP56。起吊重量大于检修时除尘器顶部需要吊运的部件重量。起重能力能起吊整流变压器，并有安全措施。

c. 起吊设备能在任何位置升降、停止，不发生起吊设备的变形和损坏。

第四节　湿式电除尘器

湿式电除尘器是一种用来处理含湿气体的除尘设备，主要作用是处理燃煤电厂锅炉脱硫吸收塔之后的湿烟气，高效、稳定地去除湿烟气中微颗粒粉尘、酸雾等污染物，使烟气达到超净排放。

湿式电除尘器根据阳极类型的不同主要分为三大类：金属极板湿式电除尘器、导电玻璃钢湿式电除尘器、柔性极板湿式电除尘器。其中，金属极板湿式电除尘器和导电玻璃钢湿式电除尘器是燃煤电厂常用的两类。

一、工艺原理

湿式电除尘器（简称 WESP）是一种用来处理含湿气体的除尘设备，湿式电除尘器可以长期高效稳定地除去烟气中粉尘、酸雾、气溶胶、PM2.5 等污染物微小颗粒，另外湿式电除尘器对有毒重金属也有一定的脱除效果。

（一）金属极板湿式电除尘器

1. 工作原理

金属极板湿式电除尘器工作原理与干式电除尘器基本相同（见图 29-14），包括电离、荷电、收集和清灰四个阶段。烟气中的粉尘颗粒吸附负离子而带电，在电场力的作用下，被吸附到集尘极上。由于水的电阻相对较小，水滴与粉尘结合后，使得高比电阻的粉尘比电阻下降，湿式电除尘的工作状态会更加稳定。静电除尘器通过振打将极板上的灰振落至灰斗，而湿式电除尘器通过喷水到极板上冲刷粉尘至灰斗，并随水排出。喷入烟道中的水雾，既能捕获微小烟尘又能降低其电阻率，利于微尘向极板移动。采用喷雾冲刷方式对收尘极和放电极同时进行连续喷淋，不需要断电，除尘性能稳定。

2. 技术特点

金属极板湿式电除尘器的特点见表 29-15。

3. 工艺系统

湿式电除尘器布置在湿法脱硫后，脱硫后的饱和烟气中携带部分水滴，在通过高压电场时也可捕获并被水冲洗走。脱硫吸收塔出口所有的喷淋水在湿式电除尘器下部的灰斗收集后，自流至循环水箱用于喷淋。在灰斗中收集的喷淋水不仅含有灰尘，还溶解了烟气中的三氧化硫和从 FGD 携带的水滴，因此 pH 值将呈酸性，为降低该水的腐蚀性，需加入 NaOH 以提高 pH 值。氢氧化钠的加入量将根据循环水箱中的pH值调节，具体系统如图 29-15 所示。

（二）导电玻璃钢湿式电除尘器

1. 工作原理

导电玻璃钢湿式电除尘器采用导电玻璃钢材质作为收尘极，放电极采用金属合金材质，每个放电极均置于收尘极的中心。导电玻璃钢湿式电除尘器工作时，通过高压直流电源产生的强电场使气体电离，产生电晕放电，使湿烟气中的粉尘和雾滴荷电，在电场力的作用下迁移，将荷电粉尘及雾滴收集在导电玻璃钢收尘极上。同时利用在收尘极表面形成的连续水膜将粉尘颗粒冲洗去除。

2. 技术特点

导电玻璃钢湿式除尘器的特点见表 29-16。

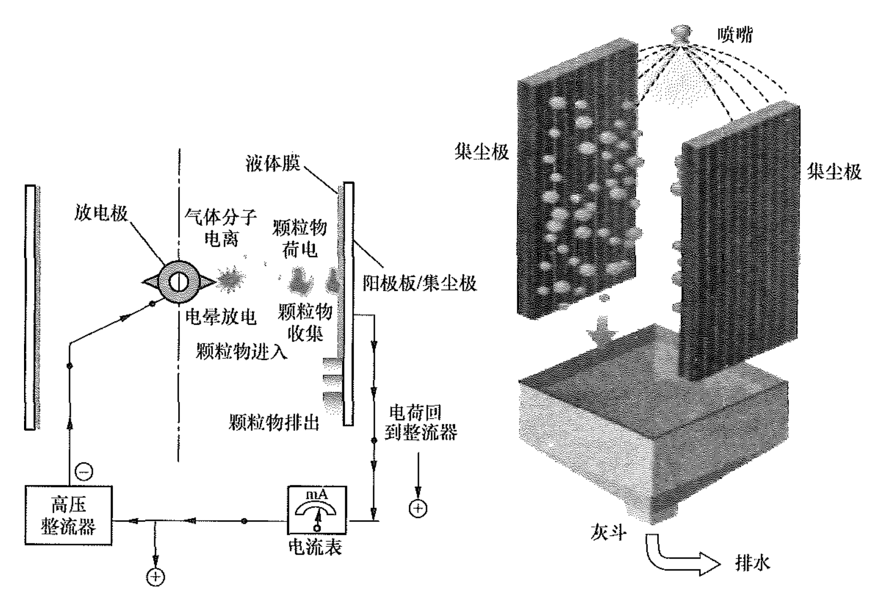


图 29-14 湿式除尘器工作原理示意图

表 29-15 金属极板湿式电除尘器特点

项目	特 点
处理污染物能力	采用水冲洗集尘极表面，能处理多种类的污染物和烟气工况
处理烟气特性	烟气中的水分含量高；烟气中含有黏性颗粒；需要收集亚微米颗粒；烟气中含有酸性液滴或 H_2SO_4；烟气温度低于露点
粉尘特性	不宜处理高粉尘浓度的烟气；收尘性能与粉尘特性无关，对黏性大或高比电阻粉尘能有效收集
协同治理	对微细粉尘，SO_3 酸雾和重金属等都能有效收集
可靠性	没有二次扬尘，出口粉尘浓度可以达到很低，没有如锤击设备的运动部件，可靠性较高
布置	以水平布置为主，除尘器内的电场气流速度较高、灰斗的倾斜角减小，设备布置可以更紧凑
冲洗水	SO_3 液滴被捕获后进入水中，冲洗水中必须加入碱液（NaOH）以中和水中酸性
废水	需要设置废水处理设备，需采用很好的防腐措施
材料	各主要部件选用的结构材料，均需有一定的抗腐蚀特性，尤其是阴、阳电极和芒刺线、喷嘴等，均采用抗腐蚀的不锈钢材料
结构特点	进入湿式电除尘器电场的烟气温度需降低到饱和温度以下，结构上必须采用良好的抗结露措施
运行成本	冲洗水中添加的 NaOH 溶液产生药剂费用，辅助的循环水泵等将消耗部分电量

表 29-16 导电玻璃钢湿式电除尘器的特点

项目	特 点
处理污染物能力	采用定期间断冲洗方式，能处理多种类的污染物和烟气工况
处理烟气的特性	烟气中的水分含量高；烟气中含有黏性颗粒；需要收集亚微米颗粒；烟气中含有酸性液滴或 H_2SO_4；烟气温度低于露点
粉尘特性	不宜处理高粉尘浓度的烟气；收尘性能与粉尘特性无关，对黏性大或高比电阻粉尘能有效收集
协同治理	对微细粉尘，SO_3 酸雾和重金属等都能有效收集
可靠性	没有二次扬尘，出口粉尘浓度可以达到很低，没有如锤击设备的运动部件，可靠性较高
布置	以立式为主，也可卧式方式布置在脱硫塔外，节省场地空间，特别适用于场地有限的改造项目
冲洗水	定期间断冲洗方式，排入脱硫塔，不需水处理设备
废水	无需连续喷淋，水耗小，为节水节能型深度烟气净化设备
材料	阳极模块采用特殊导电玻璃钢，具有极强的抗酸和抗氯离子腐蚀性能，强度高、硬度高、耐腐蚀性强。耐高温性能不如金属材质，通常环境温度要求小于 90℃
结构特点	收尘极管（阳极）为蜂窝状或圆形结构，空间利用率高，可有效增大比集尘面积。阳极模块组件可采用工厂成型，可实现整体模块化安装，有利于保证制作安装质量，安装简便，施工工期短
运行成本	冲洗水量小，电耗相对小

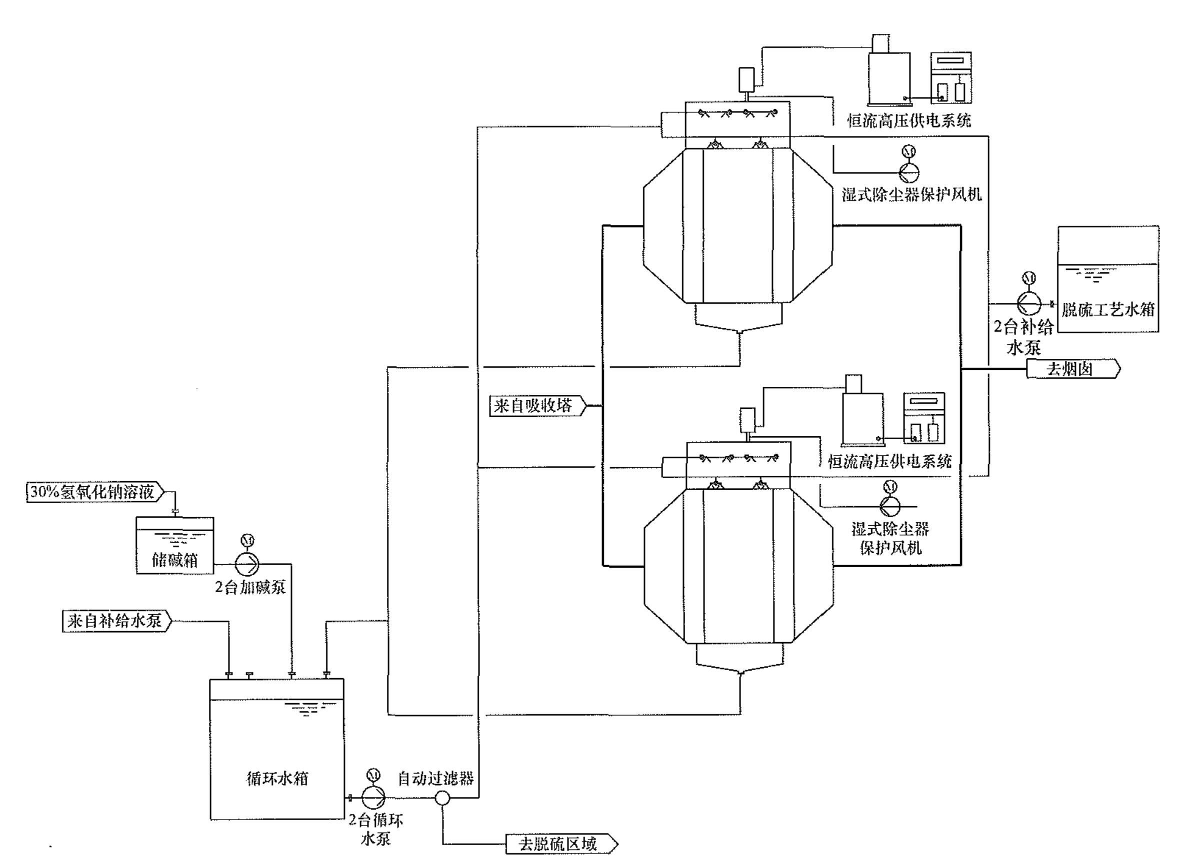


图 29-15 金属极板湿式电除尘器的工艺系统图

3. 工艺系统

图 29-16 为导电玻璃钢湿式电除尘器系统图。

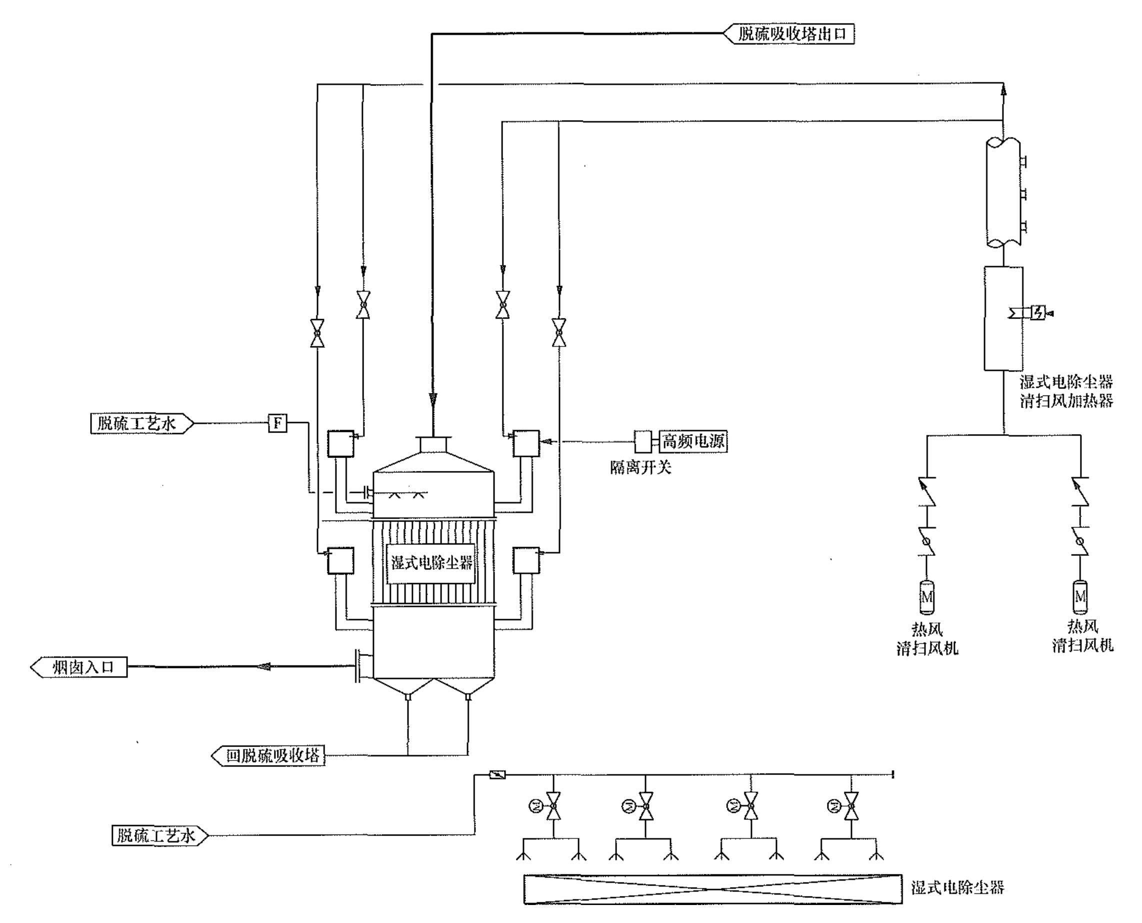


图 29-16 导电玻璃钢湿式电除尘器工艺系统图

二、典型结构

（一）金属极板湿式电除尘器

1. 结构形式

板式湿式电除尘器主要由阴阳极系统、喷淋系统、外壳结构件、气流分布装置、除雾装置、灰斗装置、高压绝缘装置等组成。湿式电除尘器的主要结构与干式电除尘器基本相同，包括进口喇叭、出口喇叭、壳体、放电极及框架、集电极绝缘子、喷嘴和管道以及灰斗等。金属极板湿式电除尘器的本体结构图如图 29-17 所示。

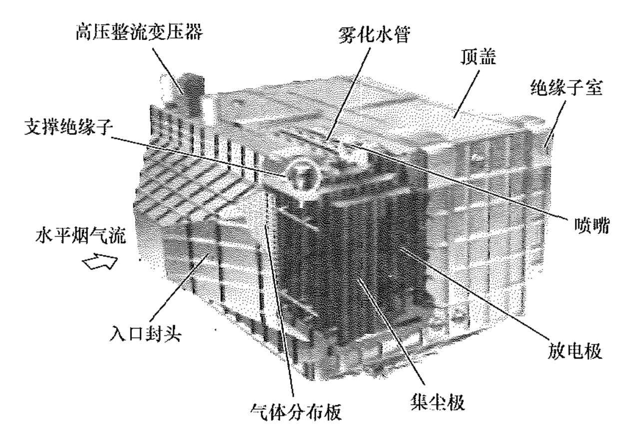


图 29-17　金属极板湿式电除尘器的本体结构图

2. 清灰方式

金属极板湿式电除尘器一般通过供水箱提供原水对后端喷淋装置进行喷淋，通过循环水箱提供循环水对前端喷淋装置进行喷淋，使极板形成稳定均匀的水膜，并将吸附在极板上的粉尘冲走。湿式电除尘器顶端喷淋装置的喷淋水在完成内部清洗后回到废水箱，分成两路水进行循环利用。废水箱中的大部分水进入循环水箱，循环水箱中的水加入 NaOH 中和后，通过循环水泵抽送，被用于前端喷淋装置冲洗电极，输水管路上安装有过滤器以清除杂质防止喷嘴堵塞，喷淋水在完成湿式电除尘器内部清洗后再次回到废水箱，如此循环使用；而废水箱的一小部分水外排到脱硫系统，以将工艺水系统中的悬浮物维持在一定的水平，其工艺水系统如图 29-18 所示，湿式电除尘器水系统设循环水箱、循环水泵、循环水过滤器、补充水箱、冲洗水泵、氢氧化钠加药系统以及相应的管道和电气、控制设备。

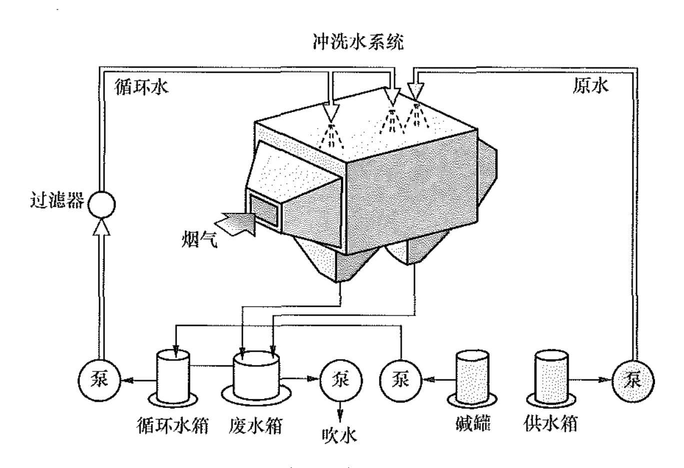


图 29-18　金属极板湿式电除尘器工艺水系统

（二）导电玻璃钢管式湿式电除尘器

1. 典型结构形式

导电玻璃钢管式湿式电除尘器主要由壳体、收尘极、放电极、工艺水系统、热风加热系统绝缘子室、阴极系统及内部冲洗装置和电气热控系统等部分组成，如图 29-19 所示。

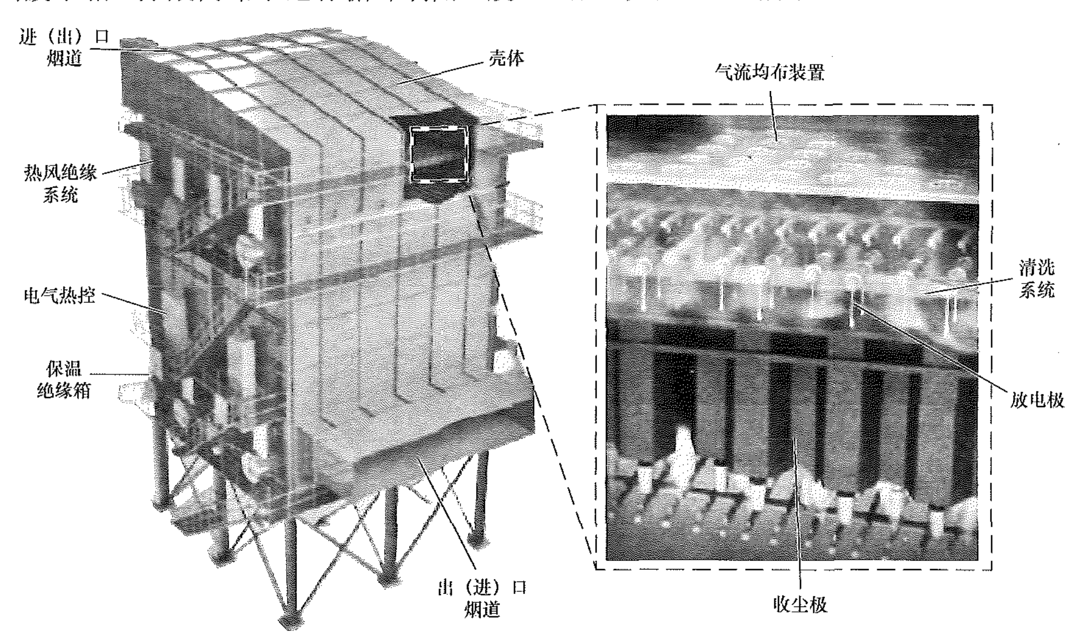


图 29-19　导电玻璃钢管式湿式电除尘器结构

除尘器壳体受力构件采用金属结构，阳极模块的支撑结构选用矩形钢，材质不低于Q235B，采用玻璃鳞片防腐。导电玻璃钢湿式电除尘器的阳极模块具有密封性，阳极模块部分可不设壁板，可以采用彩钢板等一般材料进行外部密封。阳极模块以外部分壁板一般采用普通碳钢，并且内表面需涂有薄层防腐材料（玻璃钢、玻璃鳞片、衬胶等），也可采用全玻璃钢结构。

导电玻璃钢阳极板，由六边形蜂窝状或圆柱体状导电玻璃钢材料组合而成。导电玻璃钢主要由树脂，玻璃纤维，和碳纤维、碳纤维增强复合塑料（C-FRP）等组成，材料密度小、强度高，具有良好的导电性和极强耐腐蚀性。长度一般设计为4.5～6m，内切圆直径300～400mm。

阴极系统由上部框架、下部框架、阴极线、吊杆等组成。放电线的材质主要为钛合金以及双相不锈钢2205等。

2. 清灰方式

导电玻璃钢湿式电除尘器的工艺水系统比较简单，喷淋技术上为无水技术。供水系统为清洗装置提供冲洗水，水源一般来自电厂脱硫工艺水或厂工业用水。喷淋系统喷嘴的规格、排列要保证集尘极表面能充分润湿和冲洗。导电玻璃钢湿式电除尘器收集的废水较少，废液通过排水系统直接引至脱硫地坑或制浆池，不需要额外设置废水处理和水循环系统。排水管道材料选用玻璃管或衬胶管。

清洗系统的设计与除尘器的供电区相匹配，通常一个供电区设置一套清洗系统，清洗系统与高压供电装置联锁控制，清洗过程中能自动降低和提高运行电压，避免电场闪络击穿。

清洗喷嘴材料采用非金属防腐材料或2205双相不锈钢及同等耐腐蚀性能的金属材料，除尘器内部的清洗管道采用与收尘极同等级的耐腐蚀材料，法兰连接螺栓采用2205双相不锈钢或同等耐腐蚀性能的材料。

三、重要技术参数

（一）与湿式电除尘器结构相关的主要技术参数

湿式电除尘器与普通干式电除尘器相同，技术参数包括电场、停留时间、集尘面积、电场有效通流面积、极板有效面积等，具体参见第一节干式静电除尘器部分。

（二）与湿式电除尘器效率相关的主要技术参数

1. 湿式电除尘器的效率

合理的参数选型是保证湿式电除尘器设备的除尘性能的前提条件。湿式电除尘器和常规电除尘器相同，除尘器效率计算见式（29-2）。

2. 驱进速度

粒子驱进速度（ω）是湿式电除尘器的重要参数之一，它直接影响到粉尘的荷电性能，进而影响到设备的除尘效率。驱进速度的选取根据工程经验公式，由入口粉尘浓度、入口SO_3浓度等参数决定的。

湿式电除尘器中由于“水”的介入而产生质的差异，湿式电除尘器的粉尘在电场中的驱进速度会比干式电除尘器高得多。细颗粒在单位时间内荷电量较小，为了保证其荷电并吸附在集尘极上，必须保证细颗粒在电场内有足够的时间荷电，因此驱进速度应相应选小。

3. 比集尘面积

根据入口烟气条件和出口性能保证值的要求，选取合理的比集尘面积，以达到最佳排放效果。板式湿式电除尘器的比集尘面积一般选择在7～20m^2/（$m^3 \cdot s^{-1}$）之间，其中1个电场的比集尘面积宜为7～10m^2/（$m^3 \cdot s^{-1}$）。除尘效率为70%～90%，除尘效率大于80%时宜为2个电场。管式湿式电除尘器供电分区数一般为2～6个，比集尘面积宜为12～25m^2/（$m^3 \cdot s^{-1}$）。除尘效率为70%～90%。

4. 烟气流速

烟气流速也是影响湿式电除尘器除尘效率的重要因素。在湿式电除尘器的流通面积确定后，处理烟气量增加，流速增大。烟气流速太高会影响去除效率和设备的整体性能，湿式电除尘器的除尘效率相应降低。

选用经济合理的电场烟气流速范围，达到最佳除尘效果。金属板式湿式电除尘器选用的烟气流速一般在3.0m/s左右，最高不大于3.5m/s。

管式湿式电除尘器在烟尘排放浓度小于10mg/m^3时，电场烟气流速不宜大于3m/s，烟气停留时间不宜小于2s。管式湿式电除尘器在烟尘排放浓度小于5mg/m^3时，电场烟气流速不宜大于2.5m/s。

5. 工艺技术参数

湿式电除尘器的主要工艺参数见表29-17。湿式电除尘器出口颗粒物浓度取决于入口的颗粒物浓度以及湿式电除尘器的具体参数。

表29-17　湿式电除尘器的主要工艺参数

项目	单位	主要工艺参数
入口烟气温度	℃	＜60（饱和烟气）
比集尘面积	m^2/（m^3/s）	≥7～20（金属极板）
		≥12～25（导电玻璃钢）
同极间距	mm	250～400
烟气流速	m/s	≤3.5（金属极板）
		≤3.0（导电玻璃钢）

续表

项目	单位	主要工艺参数
气流分布均匀性相对均方根差	—	≤0.2
压力降	Pa	≤250（金属极板）
		≤300（导电玻璃钢）
漏风率	%	≤1（金属极板）
		≤2（导电玻璃钢）
出口颗粒物浓度	mg/m^3	≤10 或≤5
除尘效率	%	70～85

四、主要技术规范

1. 应向设备制造厂提供的设计参数和运行条件

（1）锅炉主要技术参数：锅炉形式；锅炉最大连续蒸发量；锅炉保证效率；锅炉（BMCR）燃煤量；燃烧方式；空气预热器形式；理论空气量；炉膛、省煤器、空气预热器出口过量空气系数（BMCR）；锅炉运行方式；锅炉不投油最低稳燃负荷；机组年运行小时。

（2）气象特征及环境条件。

（3）煤质资料（见表 29-4）。

（4）粉煤灰资料（见表 29-5）。

（5）引风机。

（6）除灰方式。

（7）脱硫工艺技术参数。

（8）烟气特性（脱硫吸收塔出口烟气）：各个煤种条件下湿式静电除尘器入口烟气量（BMCR，湿基，实际含氧量）；湿式静电除尘器入口烟气温度；湿式除尘器入口雾滴浓度（脱硫吸收塔出口雾滴浓度）；湿式除尘器入口含尘量；湿式除尘器入口 SO_2 及 SO_3 浓度；湿式除尘器入口 HCl 浓度，HF 浓度（标态，干基，6%O_2）；湿式除尘器入口烟气中含氧量（标态，干基）；湿式除尘器入口饱和烟气中含水量（汽态水）。

（9）点火及助燃油。

（10）湿式除尘器进出口的烟道布置图。

2. 性能保证值

性能保证值的空白处由设备制造厂填写。

（1）保证效率（烟道烟气流量及含尘量分布不均匀造成的除尘器效率下降不允许修正）：

1）粉尘去除率（含石膏）________；

2）PM2.5 去除率________；

3）雾滴去除率________；

4）SO_3 去除率________。

（2）本体阻力________。

（3）本体漏风率________。

（4）气流均布系数________。

（5）噪声________。

（6）机组不同除尘效率时金属极板的水、电、碱量________。

达到上述性能保证值的条件如下：

（1）每台电除尘器一个供电区不工作，但是单室电除尘器的除外。

（2）湿式静电除尘器设计的入口烟气量按上文第（9）条提供的烟气量加 10%，湿式静电除尘器设计烟气温度按上文第（9）条提供的烟气温度加 10℃。

3. 除尘器本体

（1）湿式静电除尘器阳极管/板材质，均流装置的材质（采用耐腐蚀材质，不低于 SUS316L）。如有必要，需对除尘器的形式（如立式或卧式）和除尘器极板形式（如金属板式或导电玻璃钢）进行要求。

（2）板式湿式电除尘器电场内烟气流速不应大于 3.5m/s。导电玻璃钢湿式电除尘器电场内烟气流速不应大于 3.0m/s。

（3）湿式电除尘器同极间距宜为 250～450mm。

（4）金属板式湿式电除尘器出口封头（烟箱）内宜设置除雾装置。

（5）壳体壁板宜采用普通碳钢衬玻璃鳞片防腐，壁板母材厚度不应小于 5mm。导电玻璃钢静电除尘器壳体可采用自带保温功能的玻璃钢壁板，总厚度不小于 80mm，保温效果符合国家规范。

（6）导电玻璃钢湿式电除尘器阳极管截面宜采用内切圆为ϕ300～ϕ400 的正六边形，单侧厚度不小于 3mm。

（7）阴极线宜采用起晕电压低、易冲洗的极线形式，性能要求及检验应符合 JB/T 5913《电除尘器 阴极线》的规定。

（8）接地系统电阻值应小于 2Ω。对于工频电源或者分体式布置的供电装置，其控制柜和电源装置二者之间接地排应使用截面积不小于 $50mm^2$ 铜芯接地电缆相连。

（9）灰斗壁板宜采用普通碳钢衬玻璃鳞片防腐，壁板母材厚度不应小于 5mm。

（10）除尘器的绝缘、壳体密封、防雨、壳体设计尽量避免死角或灰尘积聚区，且顶部不积水。湿式静电除尘器顶部设置整体防雨罩。

（11）在湿式静电除尘器的每个电场前后装有人孔门和通道。人孔门有可靠的接地和安全联锁装置，在湿式静电除尘器顶部有检修孔，以便对电极悬吊系统进行检修除尘器本体人孔门。设置足够的检修平台及楼梯，每台湿式静电除尘器设置从地面到湿式静电除尘器顶部有楼梯布置，楼梯尽量采用斜爬梯。

（12）除尘器进出口烟道上设有测量装置（测量压

力、温度、含尘浓度）及性能试验测孔。

4. 设备制造厂应给出阳极管和阴极线以下方面的技术参数和说明

（1）阳极管的厚度、标准以及偏差。

（2）阳极管的形式，材质、阴极线的材质，形式以及大梁及条梁的形式和材质。

（3）阴极线的制作要求，遵循的标准。

（4）对阳极板或管，阴极线的安装措施保障。

5. 设备制造厂应给出整流变压器的起吊设施以下方面的技术参数和说明

（1）对整流变压器起吊设施、检修要求。

（2）对起吊电动机防护等级运行电源。

（3）对起吊可能发生的不利情况提出特殊要求。

6. 钢结构要求

（1）除尘器的钢结构支架，平台、楼梯荷载以及钢平台的材料等。平台扶梯的设计不应低于 GB 4053.1～3《固定式钢梯及平台安全要求》和 DLGJ 158《火力发电厂钢制平台扶梯设计技术规定》的要求。

（2）除尘器钢结构至少应能承受下列荷载：除尘器荷载（自重、附属设备及其输送管道荷载）；地震荷载；风载；雪载；检修荷载；正、负压；进出口连接烟道的部分荷重。

（3）除尘器钢结构油漆防腐要求。

7. 水系统设备

（1）水系统工艺流程配置合理，要求运行安全、可靠简单易行；设备选型的计算应合理、准确、可靠。水系统平面布置应考虑运行、维修人员的操作条件的便利性。喷嘴的布置要合理，不存在冲洗死角。

（2）喷淋系统管路应根据环境温度设置保温层及伴热，电场内部应合理设置相应排水措施，防止积液。喷嘴喷淋覆盖率不应小于 120%，喷嘴应便于检查和更换。

（3）金属板式湿式电除尘器喷淋系统可采用单、双线两种冲洗方式。宜采用高效雾化喷嘴，应使阳极板表面产生连续水膜。喷淋时，宜自动降低电场的运行强度或关闭电场。

8. 气流分布技术

对湿式除尘器入口气流分布进行模拟，并提供气流分布模拟试验报告。

9. 电源配置

高压供电装置设计应满足以下要求：

（1）高压供电装置宜选择 45～72kV 电压。

（2）金属极板板电流密度宜设置为 0.6～1.0mA/m^2，电源裕度系数可为 5%。导电玻璃钢湿式电除尘器也可设置线电流密度为 0.5～1.0mA/m（极线长度）。

（3）供电装置宜选用节能控制功能型，可根据实际排放粉尘手动调整电源的输出。

（4）导电玻璃钢管式湿式电除尘器宜采用恒流电源。

10. 绝缘子

绝缘子应符合 JB/T 5909《电除尘器用瓷绝缘子》的规定，绝缘子应有防结露的措施，宜采用防露型高铝瓷绝缘子或设置热风吹扫装置。每个绝缘子宜设置一只电加热器，加热温度最低不小于 70℃。绝缘子箱内的绝缘子加热器应选用耐热电缆，耐热温度不小于 200℃。

第三十章

燃 油 设 备

本章燃油设备适用于火力发电厂以燃油（轻油、重油）作为点火或助燃的燃油系统，不适用于以燃油作为主燃料的火力发电厂的设计。燃油设备包括油罐及其附件、油泵、燃油加热器和油处理设备。有关燃油的特性可见本系列手册之《火力发电厂热机通用部分》第三章。

第一节 油 罐

一、油罐的种类和应用

油罐有钢质的和非金属的两类。火力发电厂的轻柴油及重油储油罐一般采用钢质金属油罐。

钢质金属油罐有立式圆形和卧式。

1. 立式圆形金属油罐

（1）锥顶罐：主要用于储存润滑油。

（2）拱顶罐：主要用于储存柴油、煤油、汽油、重油。

（3）内浮顶罐：主要用于储存汽油。

（4）外浮顶罐：主要用于储存原油。

2. 卧式油罐

一般用于容积小于或等于 $100m^3$ 的油罐。

火力发电厂的轻柴油及重油储油罐宜采用固定顶钢制储油罐，当储存闪点小于或等于 45℃的轻柴油时，应采用浮顶油罐或内浮顶油罐。

二、油罐的加热

1. 油罐内油品加热的目的

（1）降低油的黏度，以减少输油阻力。

（2）加热后的燃油温度应维持在其凝固点以上至少 5～10℃，并低于油品闪点 10℃以上。具体设计温度应根据油泵的最大输送黏度要求、泵的结构允许温度和泵的允许吸入高度要求综合确定。

（3）有时为了除去杂质和加速不同油品在罐内的混合。当混合石油产品时，重质石油产品的加热温度应尽可能使其比重小于轻质石油的比重。

2. 罐内油品加热的方法

（1）油罐内管式表面加热器加热，包括蛇形管加热器、分段式加热器和局部加热器。

（2）循环加热：将表面式加热器置于罐外，借助于循环油泵将加热后的燃油经喷嘴喷入油罐。

3. 油罐加热器的设置规定

（1）历年最冷月平均气温低于燃油在储油罐内的最低储存温度时，应设置油罐加热器。

（2）燃油需要加热脱水时，应设置油罐加热器。

（3）燃油在储油罐内的最低储存温度不能满足燃油转运所需要的黏度时，在储油罐出口处设置局部加热器。

（4）油罐加热器用排管式或蛇形管式加热器。

（5）新建燃油系统的重油及原油储油罐需要设置局部加热器时，每个储油罐设置一台局部蒸汽加热器，蒸汽加热器的面积应满足油泵 100%的额定流量下罐内油品被加热到可输送的最小黏度的温度要求。

4. 加热后的油温

（1）罐内油品加热的最高温度。为避免因水沸腾而发生冒罐现象，罐内油品加热的最高温度应比大气压时水的沸点低 5～10℃。加热原油时，则应低于它的初馏点。此外，加热温度还受油罐材料的限制。

油罐内油品加热后的温度应控制在表 30-1 范围以内。

表 30-1 罐内油品最高加热温度 （℃）

油种	火车的油槽车	钢油罐	钢筋混凝土油罐	砖砌油罐	锅炉供油加热器出口温度
重油（渣油、蜡油）	不超过80	不超过95	不超过80	不超过60	根据锅炉要求
原油	40±5	50±5	50±5	50±5	
柴油	小于 30或不加热	不超过50	不超过50	不超过50	
混合油	应按照混合油中闪点最低油种考虑温度限额				

（2）罐内油品加热的温度决定于油泵的类型（泵的最大输送黏度、泵的结构允许的最高温度和泵的允许吸入高度），油品在加热储存期间能否脱水，以及表 30-1 所规定的最高允许温度。

从经济观点出发，加热温度应以油泵输油所消耗功率与加热油品时所耗能量两者之和的最小值为最经济。

一般情况下，各种油泵的黏度有适用范围，在具体决定油罐加热温度时，应结合油泵制造厂家提供的技术数据。

根据上述情况，罐内油品加热温度可按下列办法选择：

（1）所谓油品能脱水或难于脱水，是指油罐内用加热沉淀的方法，油品能否脱水；一般说 100 号及以下牌号的重油是可能脱水的，200 号及以上牌号的重油是难于脱水的。

（2）对于能脱水的油品，当使用离心泵或往复泵时，罐内加热后的合适温度，应使油品黏度等于或大于 13.5°E，但不能超过表 30-1 规定的温度。

（3）对于能脱水的油品，当使用螺杆泵时，罐内加热后的合适温度，应使油品黏度等于或大于 13.5°E，但不能超过表 30-1 规定的温度，且钢油罐内的加热温度也不能超过 80℃。

（4）对于能脱水的油品，当使用齿轮泵时，罐内加热后的合适温度，应使油品黏度等于或大于 13.5°E，但不能超过表 30-1 规定的温度，且钢油罐或混凝土油罐内的加热温度也不能超过 60℃。

（5）难于脱水的重油或虽能脱水但采用循环加热，当使用中等容量的离心泵时，罐内加热后的合适温度，应使油品黏度等于或小于 25～30°E，但不能超过表 30-1 规定的温度，对于钢油罐内储存无水重油时，其加热温度不受表 30-1 的限制，但应在泵允许的温度范围内。

（6）难于脱水的重油或虽能脱水但采用循环加热，当使用往复泵时，油品在油罐内的加热温度，应使油品黏度最大不超过 60～80°E，且不能超过表 30-1 规定的温度，对于钢油罐内储存无水重油时，其加热温度不受表 30-1 的限制，但应在泵允许的温度范围内。

（7）难于脱水的重油或虽能脱水但采用循环加热，当使用 3G 型或 3U 型螺杆泵时，油品在油罐内的加热温度，不得超过 80°E 和表 30-1 的限制；加热后的油品黏度，对 3G 型螺杆泵应在 2～50°E 范围内，对 3U 型螺杆泵应在 1.8～80°E 范围内。

（8）难于脱水的重油或虽能脱水但采用循环加热，当使用 Ch 型或 2CY 型齿轮泵时，油品在油罐内的加热温度，不得超过 60°E 和表 30-1 中的限制；加热后的油品黏度，对 Ch 型齿轮泵应在 200°E 以下，对于 2CY 型齿轮泵应在 2～100°E 范围内。

（9）当油罐加热温度和油泵类型都确定以后，首先要校核油泵的汽蚀，这涉及油泵中心与油罐的标高，吸入管的长短和阻力大小，泵的汽蚀性能等；如不能满足汽蚀要求，则应考虑加大吸入管径，减小局部阻力，缩短管道长度，提高油罐相对标高或调整油温。

三、油罐附件

为了保证能将各种油品安全储存和输出，并能统计其数量，油罐上设有必要的附属设备——附件，油罐附件主要有：透光孔、人孔、量油孔、液位计、通气管、呼吸阀、安全阀、接合管、升降管、放水管、排污孔、防火器、清扫孔等。

（一）透光孔

透光孔安装于油罐顶盖上，与人孔对称布置。其中心距罐壁 1m 左右。用途为油罐放空后的通风和采光。透光孔有 DN500 重质油罐透光孔（见图 30-1）、DN500 立式油罐透光孔（见图 30-2）两种类型，DN500

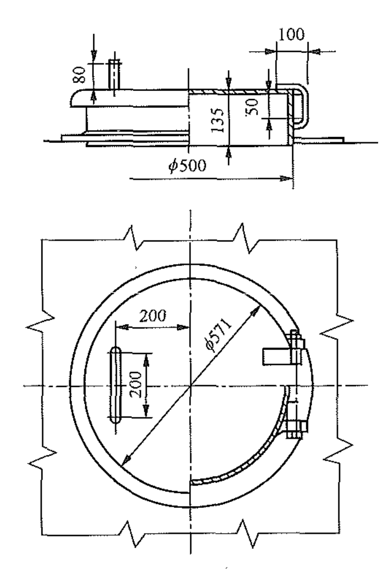


图 30-1 DN500 重质油罐透光孔图

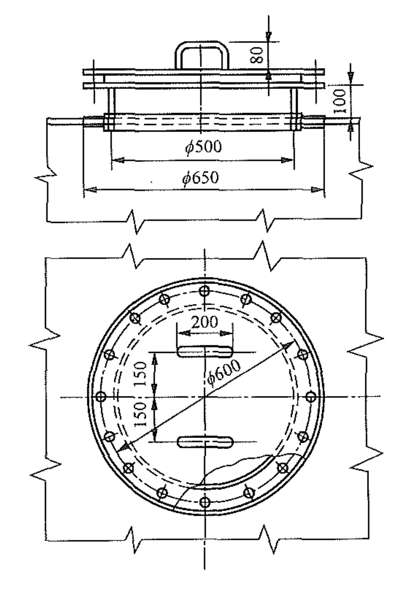


图 30-2 DN500 立式油罐透光孔图

重质油罐透光孔严密性不好，操作方便，只适用于储存重质油的油罐；DN500立式油罐透光孔严密性较好，但操作不方便，适用于储存各类石油产品的油罐，主要用于储存轻质油的油罐。

透光孔的数量可按表30-2进行选择。

为便于透光孔的装卸操作，在拱顶油罐透光孔处增设平台和通行踏步。

表30-2 固定顶储油罐的通气管（或呼吸阀）、量油孔、透光孔、罐壁人孔、排污孔（或清扫孔）和排水管的数量和规格

储罐容量（m^3）	设有阻火器的通气管（或呼吸阀）		未设阻火器的通气管		量油孔（个）	透光孔（个）	罐壁人孔（DN600）（个）	排污孔（或清扫孔）（个）	排水管[个数×公称直径（mm）]
	进出储罐的最大液体量（m^3/h）	[个数×公称直径（mm）]	进出储罐的最大液体量（m^3/h）	[个数×公称直径（mm）]					
100	≤60	1×50（1×80）	≤60	1×50	1	1	1	1（1）	1×50
200	≤50	1×50（1×80）	≤50	1×50	1	1	1	1（1）	1×50
300	≤150	1×80（1×100）	≤160	1×80	1	1	1	1（1）	1×50
400	≤135	1×80（1×100）	≤140	1×80	1	1	1	1（1）	1×50
500	≤260	1×100（1×150）	≤130	1×80	1	1	1	1（1）	1×50
700	≤220	1×100（1×150）	≤270	1×100	1	1	1	1（1）	1×80
1000	≤520	1×150（1×200）	≤220	1×100	1	2	1	1（1）	1×80
2000	≤330	1×150（2×150）	≤750	1×150	1	2	1	1（1）	1×80
3000	≤690	1×200（2×200）	≤550	1×150	1	2	2	1（1）	1×100
4000	≤660	2×150（2×200）	≤1500	2×150	1	2	2	1（1）	1×100
5000	≤1600	2×200（2×250）	≤1400	2×150	1	2	2	1（1）	1×100
10000	≤2600	2×250（2×300）	≤3400	2×200	1	3	2	2（2）	1×100
20000	≤3500	2×300（3×300）	≤2700	2×200	1	3	2	3（3）	2×100
30000	≤5500	3×300（4×300）	≤5200	2×250	1	3	2	3（3）	2×100
50000	≤6400	3×300（4×350）	≤8500	2×300	1	3	3	3（3）	2×100

注 1. 实际设计中，储油罐容量所对应的通气管（或呼吸阀）与进（出）储油罐的最大液体量所对应的通气管（或呼吸阀）不一致时，应选用两者中的较大者。
2. 重油储油罐设置清扫孔，轻柴油储油罐设置排污孔；轻柴油储油罐设有带排水槽的排水管时，可不设置排污孔。

（二）人孔

钢质立式油罐的人孔安装于油罐下边第一圈钢板上，其中心距罐底约750mm，作为检修和清除油渣时进入油罐之用。平时密封，只在清理油罐时才打开人孔。

人孔有DN500、DN600及DN700三种，均适用于各种类型和容积的油罐，一般选用DN600，如图30-3所示。

3000m^3以下的油罐设1个人孔，3000～5000m^3的油罐设1～2个人孔，5000m^3以上的油罐设2个人孔，人孔的数量可按表30-2进行选择。

人孔的主要尺寸见表30-3。

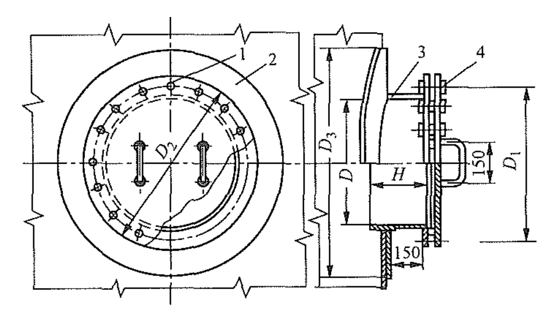


图 30-3 人孔图

1—螺栓 M20×65；2—加强板；3—颈壳；4—衬垫

表 30-3 人孔的主要尺寸 (mm)

规格	D	D_1	D_2	D_3	H
Dg500	500	600	645	900	215
Dg600	600	705	755	—	215
Dg750	750	920	980	—	230

(三)量油孔

量油孔安装在油罐顶部，靠近梯子平台处。如果同时设有液位计时，则应装在盘梯平台附近，用来进行计量油罐中的油品或取样用。

量油孔规格为 DN150，如图 30-4 所示，数量可按表 30-2 进行选择。

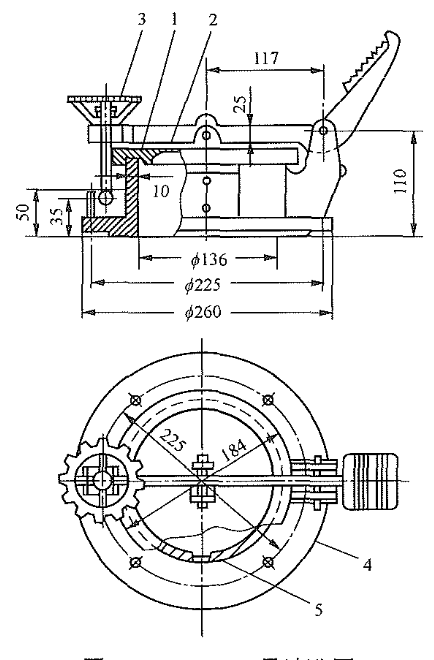


图 30-4 DN150 量油孔图

1—量油孔盖；2—压杆；3—手轮；4—量油孔壳体；5—导向槽

量油孔必须用有色金属(铜、铝)制成，以免量油尺与其摩擦而产生火花。沿内壁一侧装有铜或铝制导向槽，便于沿槽下迟以减少测量误差，并避免钢尺与侧壁摩擦产生火花。量油孔的正下方应避开加热器或其他设备，其法兰要水平安装。为了测量准确，量油口上必须有固定的测深点，因此在有的量油孔内设置导向槽。测量时，量油尺沿着导向槽放入罐底。如果没有导向槽，可在量油孔上刻上测量标志(用凿子凿出痕迹或用油漆标上记号)。

(四)液位计

液位计用来测定石油产品在油罐中的高度。

目前采用的液位计有机械式、浮子式和电子式等几种形式。

机械式液位计如图 30-5 所示，由角轮、浮标、导弦拉紧装置、液面计盒等部件组成，罐内油位由液面计盒刻度示出。但结构比较复杂，且使用不够理想。

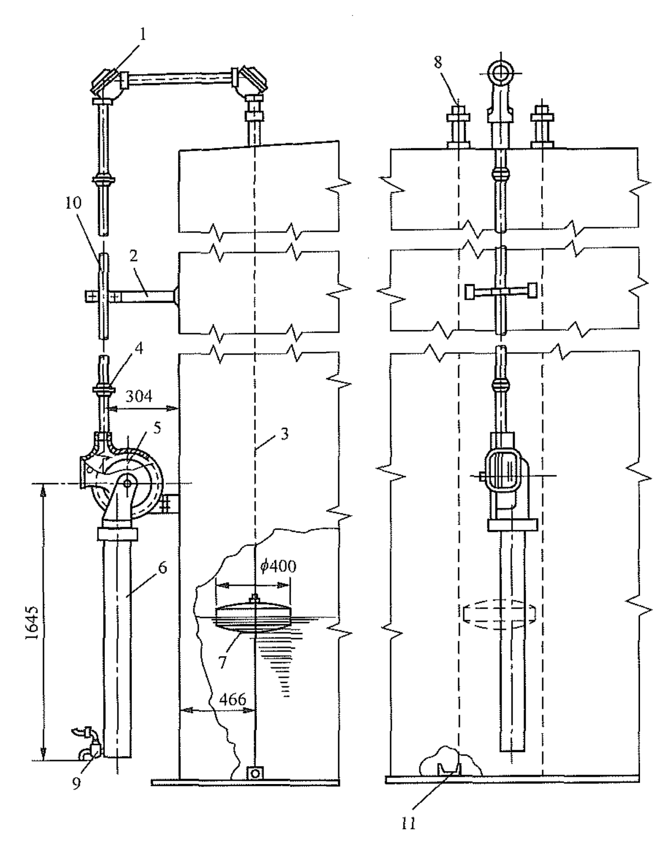


图 30-5 机械式液位计

1—计量尺的角轮；2—连接板；3—浮标导弦$\phi3$ 钢丝；4—活接头；5—液面计盒；6—平衡重块的套管；7—浮标；8—浮标导弦拉紧装置；9—排水阀；10—管子$\phi48$；11—钢丝绳固定板

浮子式液位计如图 30-6 所示，结构比较简单，但有时容易发生传动机构“卡死”的现象，造成假油位，所以运行时需经常巡视检查。因结构简单、成本低廉、使用较为普遍。

电子式液位计为远方控制的液位计，它利用电桥装置中可以正反转的电动机保持平衡这一原理，可以远方观测油位，运行效果良好，成本较高。

(五)通气管

通气管如图 30-7 所示，安装于储存重柴油、燃料油和润滑油的油罐顶部(靠近罐顶中心)。通气管装配图如图 30-8 所示。

(1) 它是一根很短的金属短管，使油罐空间与大

气连通。短管上有盖，防止雨雪落入，短管的通风孔外包以金属网，此网必须经常保持清洁。

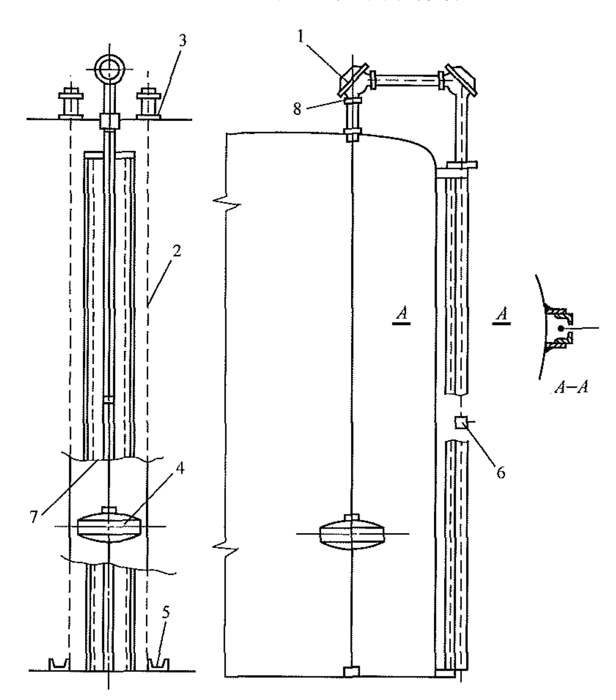


图 30-6 浮子式液位计

1—角轮；2—浮标导弦ϕ3 钢丝；3—导弦拉紧装置；4—浮标；5—钢丝固定槽钢；6—平衡重及指针；7—由角钢及扁钢组成的标尺；8—管接头

（2）防止网孔堵塞而不起通风作用，通气管主要尺寸见表 30-4。钢丝网规格约为 4（目/in），铜丝直径为 0.45～0.7mm。

（3）铜丝网搭接缝处应有 20mm 的搭接长度，用铜丝缝好后，再紧箍在网箍上，表中铜丝网的长度包括其搭接长度。

（4）通气管通径按表 30-4 根据最大输油量进行选择。

（5）如油罐有时也储存原油，应在通气管下面加装防火器。

（6）地下油罐的通气管应比地面高出 2m。

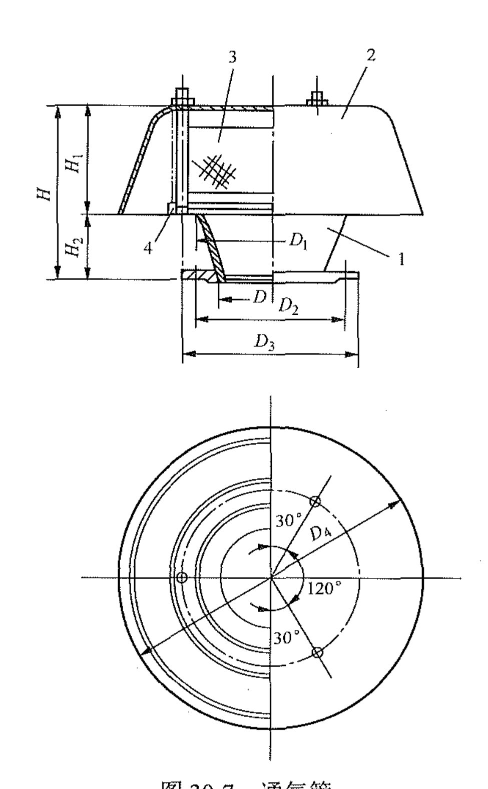


图 30-7 通气管

1—管；2—罩壳；3—钢丝网；4—螺栓底座

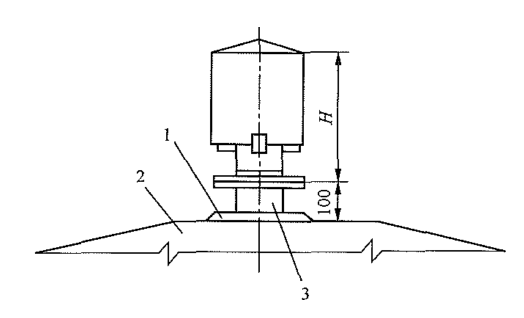


图 30-8 通风管装配图

1—加强板；2—油罐顶盖；3—罐顶接合管

表 30-4 通气管主要尺寸 (mm)

品号	D	D_1	D_2	D_3	D_4	H	H_1	H_2	钢丝网尺寸 长×宽
Dg50	60	60	110	140	200	160	60	100	366×50
Dg100	114	114	170	205	300	202	102	100	586×90
Dg150	159	219	225	260	450	265	165	100	863×151
Dg200									1050×161
Dg250									1190×186

（六）呼吸阀

储存轻柴油、汽油、煤油和原油的油罐不应使用通气管，而应采用呼吸阀，如图 30-9 所示，因为通气管使油罐内空间与大气相通，使油品的蒸发损耗加大。

呼吸阀安装在油罐顶部（一般靠近罐顶中心），用以调节油罐的正压或真空，它是储存上述油品的油罐品不可少的附属设备，安装图如图 30-10 所示。

呼吸阀控制罐内压力数据按情况而定，如：正压为200mmH_2O，负压为-50mmH_2O。

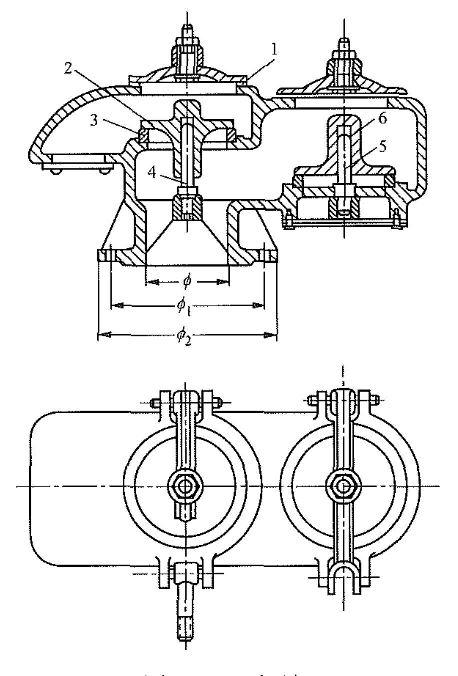


图30-9 呼吸阀

1—呼吸阀壳体；2—压力活瓣；3—活瓣座；4—压力活瓣导杆；5—真空活瓣导杆；6—真空活瓣

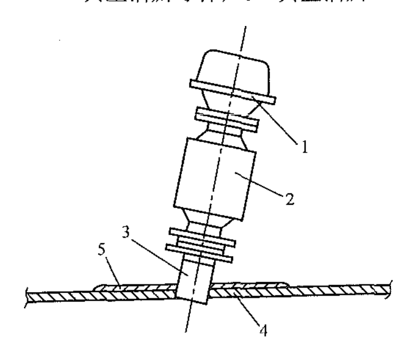


图30-10 呼吸阀安装图

1—呼吸阀；2—防火罩；3—罐顶接合管；4—油罐顶板；5—加强板

使用呼吸阀时，必须根据油管输送量，按表30-2进行选择。呼吸阀的通径如果选得不正确，座盘太重或失灵，会使罐内正压和负压加大而引起油罐的损坏，座盘太轻又将造成储存油品的损耗量大量增加。呼吸阀的座盘与阀座必须完善，不漏气，装置必须垂直，以免导杆卡住。

呼吸阀与罐顶接合管之间须安装阻火器。

（七）安全阀

当呼吸阀操作发生故障时，为调节油罐内气体空间的压力，须装设安全阀（见图30-11）。它的作用压力，可承受+240mmH_2O的压力，稍高于呼吸阀的压力和-65mmH_2O的真空度。

安全阀的主要尺寸见表30-5。同呼吸阀一样，根据油管输送量按表30-2进行选择。

安全阀装设在油罐顶部（靠近罐顶中心），安装时必须保证液封筒不得有显著变形。

安全阀与罐顶接合管之间，必须安装防火器。

因呼吸阀运行可靠，故除冰冻地区外，可不装设安生阀。

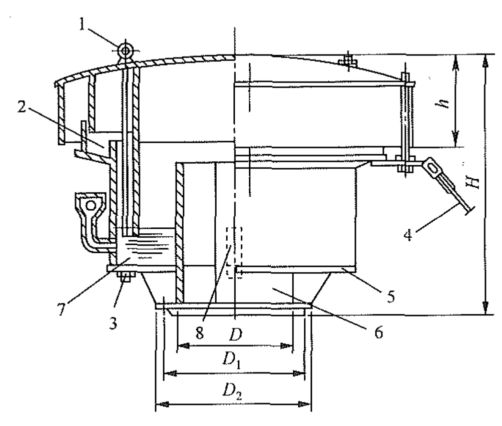


图30-11 安全阀

1—油位尺；2—集油槽；3—调整油封用螺栓；4—固定阀用的拉绳；5—液封筒；6—接合管；7—储油槽；8—滋油管

表30-5 安全阀主要尺寸 (mm)

品号	D	D_1	D_2	h	H
Dg50					
Dg100	114	170	205	116	~605
Dg150					
Dg200	219	280	315	190	~755
Dg250	273	335	370	210	~855

（八）接合管

钢油罐的接合管分罐壁接合管和罐顶接合管，分别用于连接进油管、出油管、加热蒸汽进口管、凝结水出口管、放水管、扫线管、量油孔及防火器等。

管径大于或等于DN80的罐壁接合管、带有加强板，加强板厚度应不小于相连的罐壁厚度。

单法兰罐壁接合管主要尺寸见表30-6及图30-12。

表30-6 单法兰接合管主要尺寸 (mm)

管径	D	S	l	l_1	D_1	d_1	b	$n\times\phi$
DN25	32	3.5	130	100	—	—	—	4×ϕ14
DN40	45	3.5	180	150	—	—	—	4×ϕ18
DN50	57	3.5	180	150	—	—	—	4×ϕ18
DN80	89	4.5	180	150	180	93	10	8×ϕ18
DN100	108	4.5	220	190	220	112	10	8×ϕ18
DN150	159	5.5	240	190	310	163	12	8×ϕ23
DN200	219	7	270	230	400	223	12	12×ϕ23
DN250	273	8	270	230	480	277	14	12×25
DN300	325	9	270	230	550	329	14	12×25
DN350	377	11	270	230	620	381	14	16×25

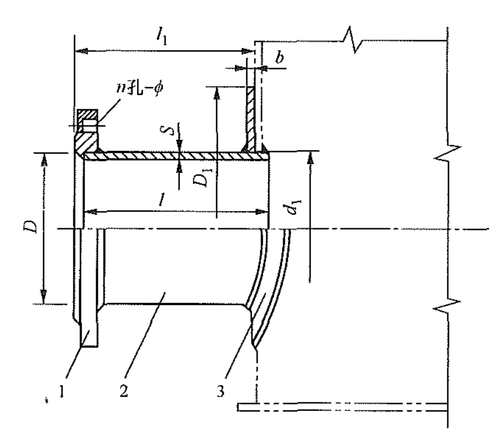


图 30-12 罐壁接合管（单法兰）

1—法兰；2—接合管；3—加强板

油罐壁有两个进出油接合管时，须使两管的补强板间有 30～50mm 净距，两管最小中心距见表 30-7。

表 30-7 两进出油接合管最小中心距尺寸 （mm）

DN	DN							
	80	100	150	200	250	300	850	400
80	210							
100	230	250						
150	280	310	350					
200	330	350	400	440				
250		400	440	490	530			
300			480	530	570	600		
350				560	600	640	670	
400					630	670	700	730

为避免出油管的堵塞，出油管接合管至少应高于罐底部 200～350mm。

此外，减少罐侧壁上的接管数量，例如将蒸汽进口接管，进油接管自罐顶引入罐内，是可行的方法，也有将进油和出油共用一个罐壁接合管，然后在罐外分叉并装设相应阀门以控制进油和出油。进油管自罐顶引入罐内时，为了减少产生静电的可能，应将管子直通到管端距罐底为 200mm 的地方。但应注意：加热蒸汽自罐顶引入，在温度接近油品的自燃点时，可能引起油品的自燃。

钢油罐罐顶接合管（见图 30-13）用来连接呼吸闸、防火器等安装于罐顶的附件，及连接扫线管。

罐顶接合管主要尺寸见表 30-8。

DN50 以下的罐顶按合管直接与罐顶焊接，不用补强、安装时，接合管中心线要垂直。

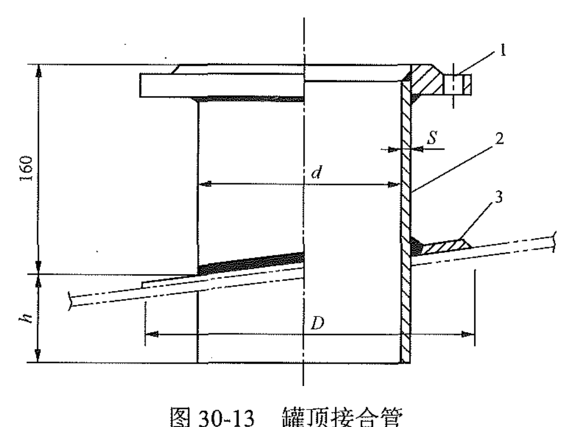


图 30-13 罐顶接合管

1—法兰；2—接合管；3—加强圈

表 30-8 罐顶接合管主要尺寸 （mm）

规格	DN25	DN32	DN40	DN50	DN65	DN80	DN100	DN125	DN150	DN200	DN250
$d\times S$	$\phi34\times3$	$\phi42\times3$	$\phi48\times3.5$	$\phi60\times3.5$	$\phi76\times4$	$\phi89\times4$	$\phi114\times4$	$\phi140\times45$	$\phi159\times5$	$\phi218\times7$	$\phi273\times8$
D	—	—	—	—	160	180	220	260	310	400	480
h	150（300）	150（300）	150（300）	150（300）	150（300）	150（300）	20	20	20	20	20

注 罐顶重油扫线接合管 $h=150$mm；罐顶轻油扫线接合管 $h=300$mm；其余 $h=20$mm。

（九）升降管

浮筒式升降管，如图 30-14 所示。一般油罐下部含水或含污垢，浮筒式升降管可以自油罐液面处吸取油品。

对于正在加热的重油，用升降管取液面处的油品，温度较高，含水量较少，抽油速度相应也要快些。但是带卷扬机操作机构的升降管结构复杂，常常失灵，拉绳断裂，当升降管露出油面时，供油中断，将影响锅炉的安全运行，由于这些原因，故多不采用。

浮筒式升降管主要尺寸见表 30-9。

浮筒式升降管用绳将升降管与罐底系住，以使升降管升起的最大角度不超过 60°。

（十）放水管（虹吸栓）

虹吸栓安装在油罐下边第一圈钢板上，用于排出油罐底部水分。

放水管有固定式（见图 30-15）和转动式（见图 30-16）两种。

固定式放水管易堵塞，而且管内积水冬天易于结冰。转动式可克服上述缺点，但结构复杂易漏油。

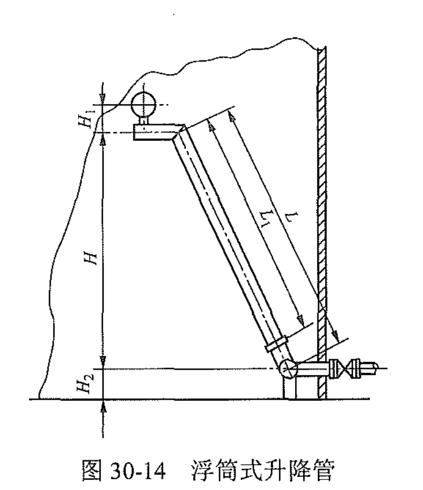


图 30-14　浮筒式升降管

图 30-15　DN50 固定式放水管

表 30-9　　浮筒式升降管主要尺寸　　(mm)

油罐容积 (m³)	H		H_1		H_2		L		L_1	
	DN250	DN300	DN250	DN300	DN250	DN300	DN250	DN300	DN250	DN300
5000	11500	11400	540	585	337	363	13240	13280	13000	13000
3000	10200	10100	540	585	337	363	11740	11780	11500	11500
2000	8875	8900	540	585	337	363	10240	10280	10000	10000
1000	8875		540		337		10240		10000	
700	7100		540		337		8200		7940	
500	5640		540		337		5600		6240	
400	5640		540		337		6500		6240	
300	5200		540		337		6000		5740	
200	4330		540		337		5000		4740	
100	3470		540		337		4000		3740	

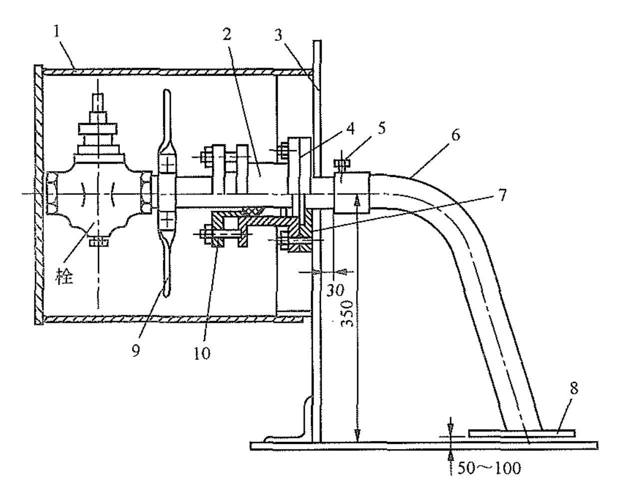


图 30-16　转动式放水管

1—外壳；2—填料箱本体；3—加强板；4—法兰；5—螺丝；6—排出管；7—锥形环；8—挡板；9—手柄；10—填料箱压盖

固定放水管按公称直径可分为 DN50 和 DN80 两种，油罐容积在 4000m³ 以下，安装一个 DN50；容积在 4000m³ 以上，安装一个 DN80。

放水管放水须经漏斗（以观察脱水情况）排入油水分离池。

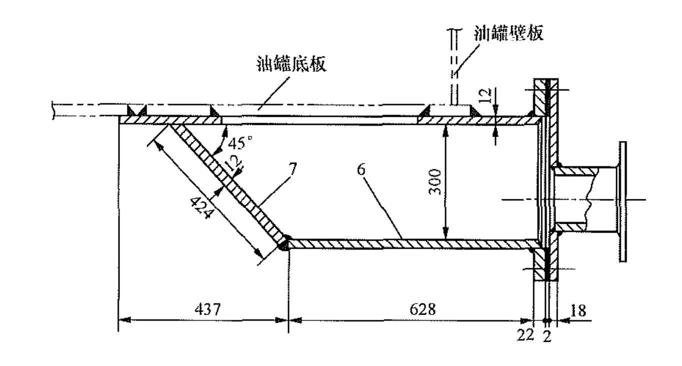
放水管底部与罐底的最小距离为 50～100mm。

（十一）排污孔

储存汽油、煤油、柴油、原油等油品可装设排污孔，而储存易形成排污孔堵塞的燃料油或渣油，则应按具体情况装设或不装，特别是带放水管的排污孔。带放水管的排污孔及不带放水管的排污孔，分别如图 30-17 及图 30-18 所示。

（十二）阻火器

阻火器安装在呼吸阀之下，用以防止火星和火焰进入油罐。



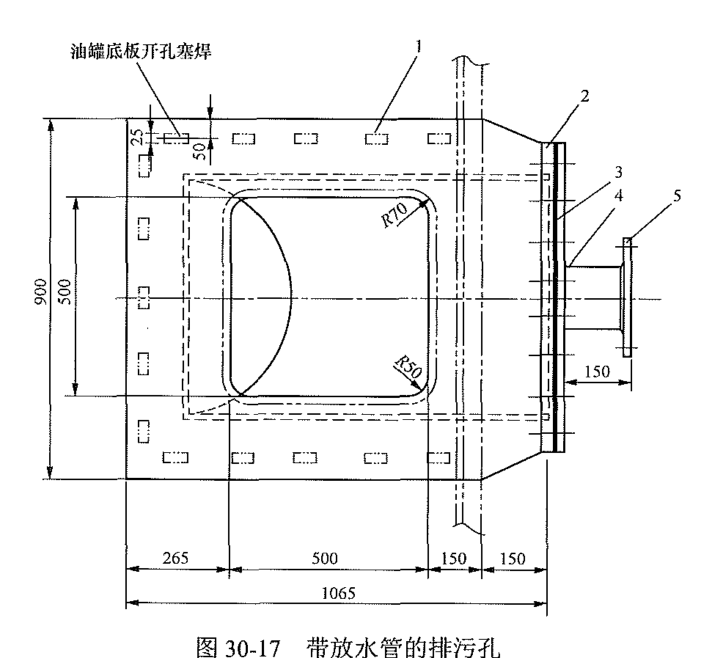


图 30-17 带放水管的排污孔

1—加强板；2—法兰；3—盖板；4—短管；5—法兰；6、7—底板

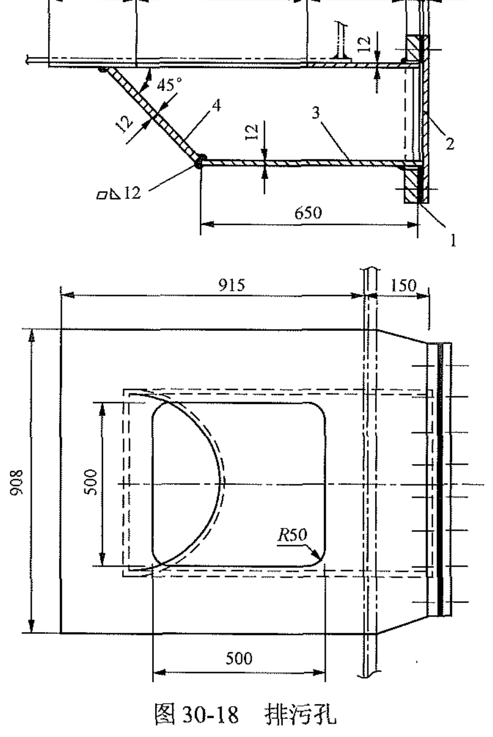


图 30-18 排污孔

1—法兰；2—盖板；3、4—底板

阻火器的作用原理如下：火焰进入防火器后，经过铜丝板网，分成许多单独的小支火焰，火焰与阻火器接触表面逐渐增多，通过铜丝板网向外散出更多的热量，就将火焰熄灭。阻火器的主要尺寸见表 30-10。

表 30-10 阻 火 器 的 主 要 尺 寸 (mm)

规格 / 公称直径	D	h	铜丝网尺寸	
			网孔（目/in）	铜丝直径
Dg50	90	26	16～22	0.28～0.315
Dg100	145	26		
Dg150	200	26		
Dg200	255	26		
Dg250	310	26		

（十三）清扫孔

清扫孔如图 30-19 所示，检修时用。

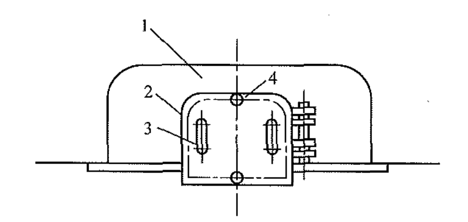


图 30-19 清扫孔

1—加强板；2—盖板；3—把手；4—螺栓

（十四）外浮顶的附件设置规定

（1）外浮顶应设置转动浮梯及轨道、浮顶排水管、自动通气阀、导向及限位装置、浮顶密封装置、静电导出装置、浮顶人孔及隔舱人孔。

（2）有暴雨的地区，双盘式外浮顶应设置紧急排水装置，紧急排水装置的规格及数量应根据建罐地区的降雨强度确定。

（3）对罐壁上可能产生凝油的储油罐应装设刮蜡装置，刮蜡装置可采用机械刮蜡方式。

（十五）内浮顶的附件设置规定

（1）内浮顶应设置自动通气阀、导向及限位装置、浮顶密封装置、静电导出装置、浮顶人孔及隔舱人孔。

（2）内浮顶可不设置排水装置。

（3）对罐壁上可能产生凝油的储油罐应装设刮蜡装置，刮蜡装置可采用机械刮蜡方式。

（十六）固定顶储油罐附件的设置规定

（1）储存轻柴油时，应装设阻火器及呼吸阀；呼吸阀的排气压力应小于储油罐的设计正压，呼吸阀的进气压力应高于储油罐的设计负压力，当呼吸阀所处的环境温度小于或等于 0℃时，应采用全天候式呼

吸阀。

（2）储存丙A类重油时，应装设阻火器及通气管；储存丙B类重油时，应设置通气管，可不装设呼吸阀及阻火器，通气管上应设置防雨雪罩，并配备2目或3目的耐腐蚀钢丝网。

（3）固定顶储油罐的通气管（或呼吸阀）、量油孔、透光孔、罐壁人孔、排污孔（或清扫孔）、排水管的数量和规格按表30-2确定。

四、罐保温

储油罐保温应符合下列规定：

（1）历年最冷月平均气温低于燃油在储油罐内的最低储存温度时或燃油需要在储油罐内加热升温时，应设置罐壁保温。

（2）储存石蜡基原油的浮顶储油罐应设置罐壁保温。

（3）储油罐的罐顶可以不保温。

（4）外浮顶储油罐的罐壁保温高度应与顶部抗风圈的高度一致，固定顶或内浮顶储油罐罐壁保温高度与罐壁高度一致且储油罐顶部应设置防水檐。

五、典型油罐

钢制拱顶储油罐的主要参数见表30-11。

表30-11　钢制拱顶储油罐

公称容积（m^3）	100	200	300	500	1000	1500	2000	3000	5000
有效容积（m^3）	105	204	307	509	1018	1513	2017	3016	5057
计算容积（m^3）	133	242	357	573	1122	1646	2171	3217	5403
储罐内径（mm）	6000	7000	8000	9000	11500	13000	14000	16000	21000
罐底直径（mm）	6150	7150	8150	9150	11650	13150	14150	16150	21150
设计储液高度（mm）	3537	5197	5969	7869	9628	11300	12993	14920	14436
最大储液高度（mm）	3700	5300	6100	8000	9800	11400	13100	15000	14600
罐壁高度（mm）	4700	6300	7100	9000	10800	12400	14100	16000	15600
罐顶高度（mm）	658	767	876	985	1258	1422	1531	1749	2295
罐体高度（mm）	5358	7067	7976	9985	12058	13855	15631	17749	17895
罐顶曲率半径（mm）	7200	8400	9600	10800	13800	15600	16800	19200	25200
储液密度（kg/m^3）	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
设备自重（kg）	7451	10701	13687	18305	31527	40313	49848	70073	111235
保温结构重（kg）	1191	1800	2324	3227	5010	6478	7840	10178	13950
操作介质重（kg）	133000	242000	357000	573000	1122000	1646000	2171000	3217000	5403000
充水水重（kg）	133000	242000	357000	573000	1122000	1646000	2171000	3217000	5403000
最大质量（kg）	141642	254501	373011	594532	1158537	1692791	2228688	3297251	5528185

注　设备自重不包括附件质量。

第二节　油　　泵

燃油电厂常用的油泵有：离心泵、往复泵、螺杆泵和齿轮泵等。

油泵的选型主要取决于油品性质和供油参数。当输送的油品黏度小，压力较低且流量较大时，一般采用离心泵；当油品黏度大，压头较高且流量较小时，一般采用往复泵；如流量均匀且油品不含固体颗粒时，也可采用螺杆泵和齿轮泵。

一、常用油泵

（一）多级离心供油泵

离心泵的特点是：压力稳定、调节性能好、能直接由电动机带动、运行维护简单、易损零件少、对杂质不敏感、价格低廉；缺点是吸入管须预先充油方可启动，吸入头低（一般为3～5.5m），油品黏度增加时，流量、效率和扬程降低较大。离心泵可用于卸油、供油和输油。

（二）往复泵

往复泵的优点是干吸能力强、启动简单、运行方便，黏度对出力及效率的影响较小；缺点是体积大、价格贵。由于活塞往复运动，油压波动，对油喷嘴的雾化质量有影响，使火焰脉动，油风混合较差，而且易损零件多，维护、检修均不方便。往复泵多用于卸油，或长距离输油管用，作供油泵时，需加稳压器。

（三）螺杆泵

螺杆泵的优点是：结构简单、重量轻、效率高、流量均匀（随压力改变很小），可适应较高的黏度，工作时噪声小；缺点是压力不够稳定，调节性能较离心泵差，不宜输送含杂质的油品。此外，制造精度要求高，较难检修。螺杆泵多作为供油泵用。螺杆油泵的容积损失随输送油品的黏度值的平方根成反比，泵的流量在油品黏度大于20°E时几乎为常数，但输油功率随油品黏度增大而增加。

（四）齿轮泵

齿轮泵的优点是体积小、质量轻、流量均匀；缺点是调节性能不佳，负荷变化时压力波动较大。此外，因轴承构造不良，磨损较严重，并容易卡住。齿轮泵容量较小，用于小容量燃油系统。

二、主要技术规范

电厂常用油泵有卸油泵和供油泵。

（一）卸油泵

燃油为轻油时，卸油泵选用离心泵或螺杆泵；燃油为重油时，卸油泵选用螺杆泵或齿轮泵。

1. 卸油泵的配置规定

（1）卸油泵台数不少于2台，当最大1台泵停用时，其余泵的总流量应满足在所要求的卸油时间内卸完车、船的装载量。

（2）水路来油时，采用船载卸油泵卸油。若油压不能满足输送要求，可设置中转卸油泵及配套设施。

（3）卸油泵的压头及其电动机的容量应按输送燃油最大黏度工况计算，压头裕量应按30%选取。

2. 容量

卸油泵容量按式（30-1）计算。

$$Q_x = \frac{V}{t_x} \qquad (30\text{-}1)$$

式中　Q_x——卸油泵出力，m^3/h；

V——油罐车或油船载油量（对于汽车来油为可同时卸油的汽车总载油量，对于火车来油为单列火车的总载油量，对于水路来油为单台油船的总载油量），m^3；

t_x——净卸油时间（对于单台汽车来油时为0.5h～1h，对于火车来油为2～3h；对于油船来油可按表30-12选取），h。

表30-12　油船净卸油时间

油船容量（t）	净卸油时间（h）
500	4～6
1000	6～8
2000	8～10
3000	9～11
5000	11～13
10000	12～15
20000	12～15
30000	15～18
50000	17～18
80000	22～25
100000	24～27
120000	24～27
150000	26～30
200000	30～35
250000	35～40
300000	35～40

3. 扬程

卸油泵扬尘按式（30-2）计算。

$$p_x = \beta_b(\Delta p + Hg\rho \times 10^{-6}) \qquad (30\text{-}2)$$

式中　p_x——卸油泵扬程，MPa；

β_b——卸油泵扬程裕量，取值1.3；

Δp——卸油泵进出口管道系统阻力，MPa；

H——油罐储油高度，m；

g——重力加速度，m/s^2；

ρ——燃油密度，kg/m^3。

（二）供油泵

供油泵：根据油品特性和供油参数要求确定，选用离心泵或螺杆泵。对于轻油采用离心泵，当供油泵扬程较低时（小于2.0MPa），也可选用双螺杆泵；对于重油采用螺杆泵。

1. 供油泵的配置规定

（1）当燃油系统不需长期保持油循环热备用时，可设3台供油泵，单台泵的容量为50%。

（2）当燃油系统需长期保持油循环热备用时，设3台供油泵，其中2台泵的容量为100%，另设1台30%容量的循环油泵；或设3台供油泵，单台泵的容量为50%，其中1台采用变频调速。

（3）在设有节油点火装置的机组中，可采用3台

供油泵，单台泵的容量为35%。

（4）当全厂锅炉总台数多于4台时，也可适当增加供油泵的数量；当采用螺杆泵时，可增设一台检修备用泵。

2. 容量

供油泵容量按式（30-3）计算。

$$Q_f = \frac{\beta k_f Q_v}{100} \tag{30-3}$$

$$Q_v = 1.1(1 + r_{re})\frac{K_i B_{g1} + K_s B_{g2}}{Q_{oil}\rho_{oil}} Q_{net,ar} \tag{30-4}$$

式中 Q_f——供油泵出力，m^3/h；

β——供油泵的流量裕量，不小于1.1；

k_f——单台供油泵出力占供油系统容量的百分比，由供油泵配置方案确定，%；

Q_v——供油系统容量，对于全厂集中供油的供油系统为全厂供油系统的设计出力，对于单元机组供油的供油系统，为对应锅炉、燃气轮机或柴油机的供油系统的设计出力，m^3/h；

r_{re}——回油率，即回油量占供油系统燃油量的比例，不小于0.1；

B_{g1}，B_{g2}——最大容量2台锅炉在BMCR工况下的设计煤种耗煤量，kg/h；

$Q_{net,ar}$——最大容量锅炉设计煤种的收到基低位发热量，kJ/kg；

K_i——一台锅炉最大点火用油量的输入热量占BMCR工况输入热量的比率，可取0.04；

K_s——一台最大容量锅炉启动助燃油量的输入热量占BMCR工况输入热量的比率，对烟煤、高挥发分贫煤为不小于0.1～0.15，对无烟煤、低挥发分贫煤为0.2～0.25；

Q_{oil}——燃油低位发热量，kJ/kg；

ρ_{oil}——燃油密度，kg/m^3。

3. 扬程

供油泵扬程按式（30-5）计算。

$$p_g = \beta_b[1.3\Delta p + p_b + \rho_{oil} g(H_2 - H_1)\times 10^{-6}] \tag{30-5}$$

式中 β_b——供油泵的扬程裕量，不小于1.05；

p_g——供油泵的扬程，MPa；

Δp——供油管道的阻力（不包括锅炉要求的炉前燃油管道入口压力或柴油机、燃气轮机燃油系统要求的燃油模块或前置模块的入口压力、油处理装置进油油压以及管道高差和回油管道的阻力等）MPa；

p_b——锅炉要求的炉前燃油管道入口压力或柴油机、燃气轮机燃油系统要求的燃油模块或前置模块的入口压力、油处理装置进油油压等，MPa；

ρ_{oil}——燃油密度，kg/m^3；

g——重力加速度，一般取$9.8m/s^2$；

H_2——供油管道的末端标高，m；

H_1——供油管道的始端标高，m。

第三节 燃 油 加 热 器

当燃油为重油，供油泵的出口需要设置燃油加热器，按2×50%蒸汽加热器配置。燃油加热温度，根据所用油品的特性和喷嘴种类，以及燃油加热器喷嘴前管路的温降确定。正常运行时投运蒸汽加热器，电加热器作为备用。

一、常用加热器

（一）管壳式加热器

管壳式分U形管式（见图30-20）、固定式和浮头式（见图30-21）。

U形管壳式加热器外形尺寸表见表30-13。

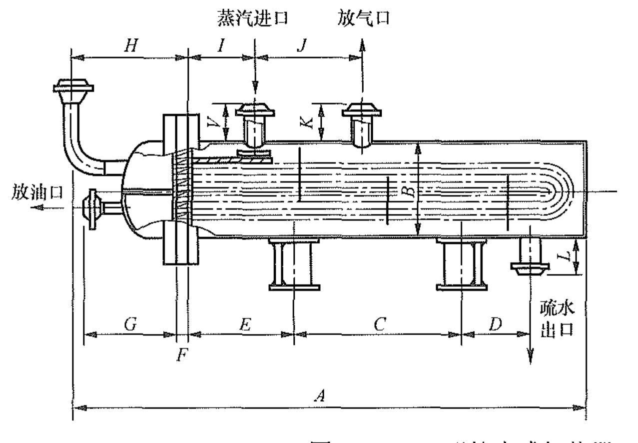


图30-20 U形管壳式加热器

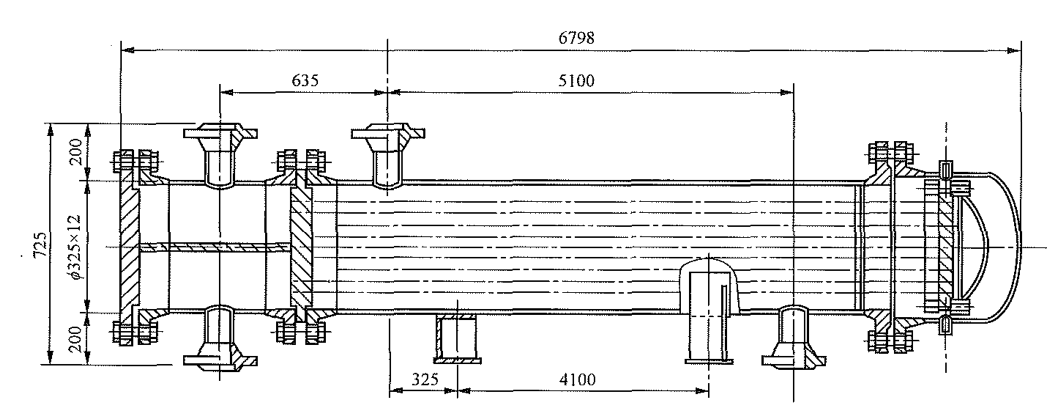


图 30-21 浮头管壳式加热器

表 30-13 U 形管壳式加热器外形尺寸表 (mm)

型号	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q
YJ—10	4472	ϕ325×8	2800	700	300	26	220	321	200	300	100	100	339	265	50	75	110
YJ—20	4740	ϕ412×6	3200	400	300	30	250	380	200	350	144	120	362	380	80	110	140
YJ—30	4340	ϕ524×8	2800	300	300	52	250	452	250	300	100	100	500	450	80	125	180
YJ—60	4790	ϕ674×8	3000	400	400	56	300	591	270	540	150		575	533	115	150	220
YJ—75	5355	ϕ674×8	3250	500	550	70	300	600	320	590	150	150	575	545	115	150	220

管壳式加热器一般是管内走油，管间走蒸汽和凝结水，管径较小，如用ϕ25×2.5 铜管制作，有的用ϕ19×2 钢管。

管壳式的优点是钢材消耗量少，体积小，占地方少；缺点是结构较复杂，一般施工现场不易制造，流速较低，在 0.5m/s 左右或以下，对于高黏度和含沥青胶质或焦炭等悬浮颗粒杂质较多的燃料油，罐壁容易沉积油垢后，传热效率显著下降。试验证明，如果管壁表面上积存 1～2mm 厚的油垢，则传热系数要降低 31%～49%和 47%～64%；对于 U 形管式加热器，由于采用管径较小，使油垢的清洗比较困难。

在温差较大或加热蒸汽温度较高的情况下，必须考虑管子和管壳之间的热膨胀问题，即使是浮头式换热器，也应考虑压力高的油漏至汽水中的可能。

为了提高流速，选用加热器时，最好选用四管程以上，而不选用二管程。

(二) 套管式加热器

套管式加热器分单套管(见图 30-22)和多套管(见图 30-23)。一般是内管走油，外管走蒸汽，根据流量的不同用钢管ϕ89×4.5/ϕ57×3 或其他管径组合而成。它的优点是与其他光管式加热器比较，传热效率高，传热面积大小容易组合，结构简单，一般施工现场可以制造。同时，因流速较高（达 1.2～1.5m/s 及以上），可减轻或消除内管油垢，有的运行 1.5～3 年不需拆卸清洗。缺点是钢材消耗量大，体积大，占地面积大，压头损失大。

(三) 内插物加热器

内插物燃油加热器，目前有两种，即管壳式内插物加热器（见图 30-24）和套管式内插物加热器（见图 30-25）。

内插物加热器的结构特点，是在油侧管内加入一根金属片条，金属片条加工成“麻花”（螺旋）状，以加强油流的扰动，提高传热系数。设计该型加热器时，传热系数一般取 K=837.4～1256.1kJ/（m^2·h·℃），是光管加热器传热系数 K=209.35～628.05kJ/（m^2·h·℃）的 1.33～6 倍。这种加热器具有结构紧凑，省材料，占地面积小等优点。但是，由于流速较低，加之管内插入呈“麻花”（螺旋）状的金属片条，对于高黏度和含沥青胶质较高的渣油，是否容易沉积油垢，以及传热系数究竟提高多少，还有待于进一步实践。

这种加热器运行一段时间以后，传热系数 K 降低很多，因此在选择受热面大小或决定 K 值时，适当留有余地。

(四) 盘管水箱式

盘管水箱式加热器（见图 30-26），一般盘管内走蒸汽，管外走油。当管外走油时，油侧阻力较小，适合于泵的吸入侧的局部加热，但不能承受较高的油压力。

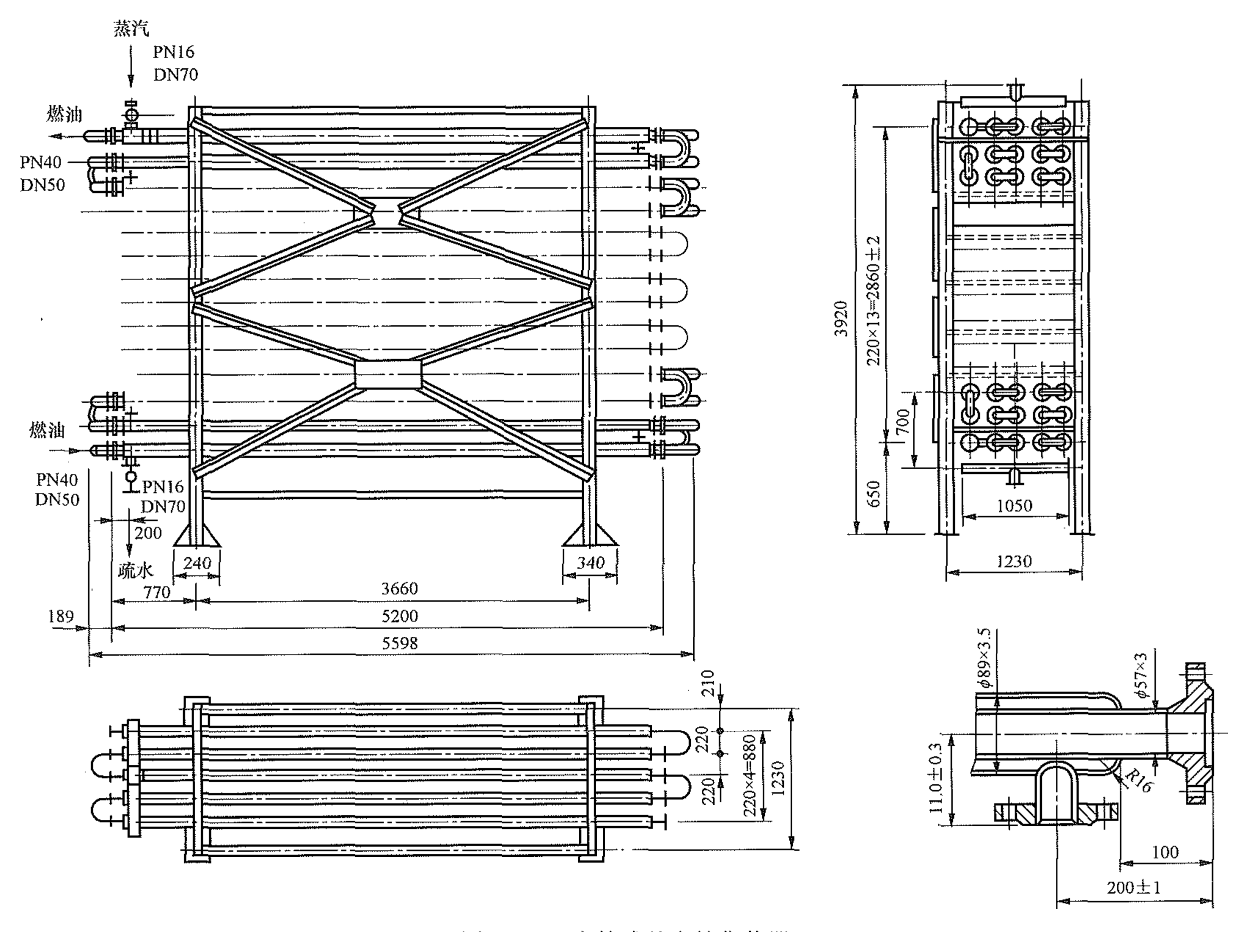


图 30-22 套管式单套管集热器

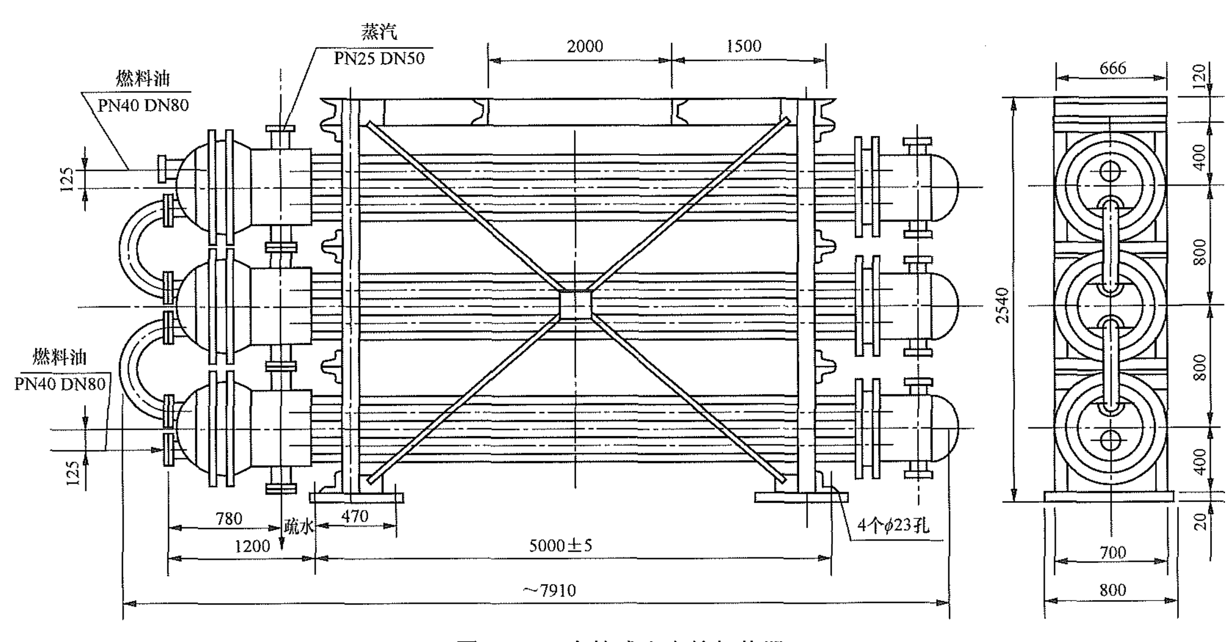


图 30-23 套管式多套管加热器

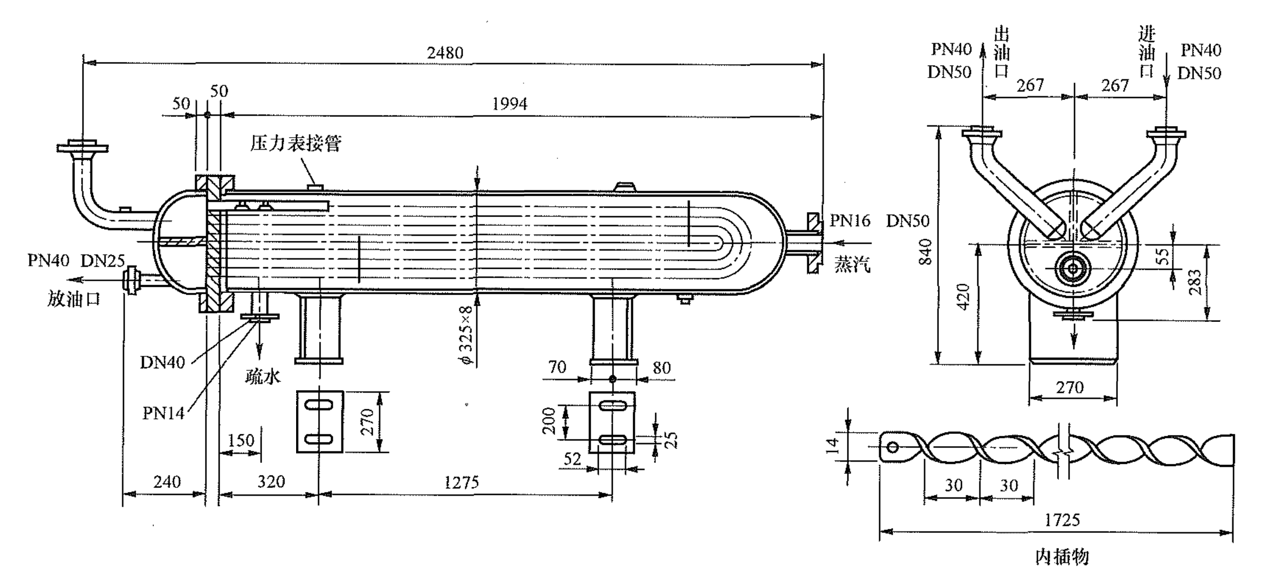


图 30-24 管壳式内插物加热器

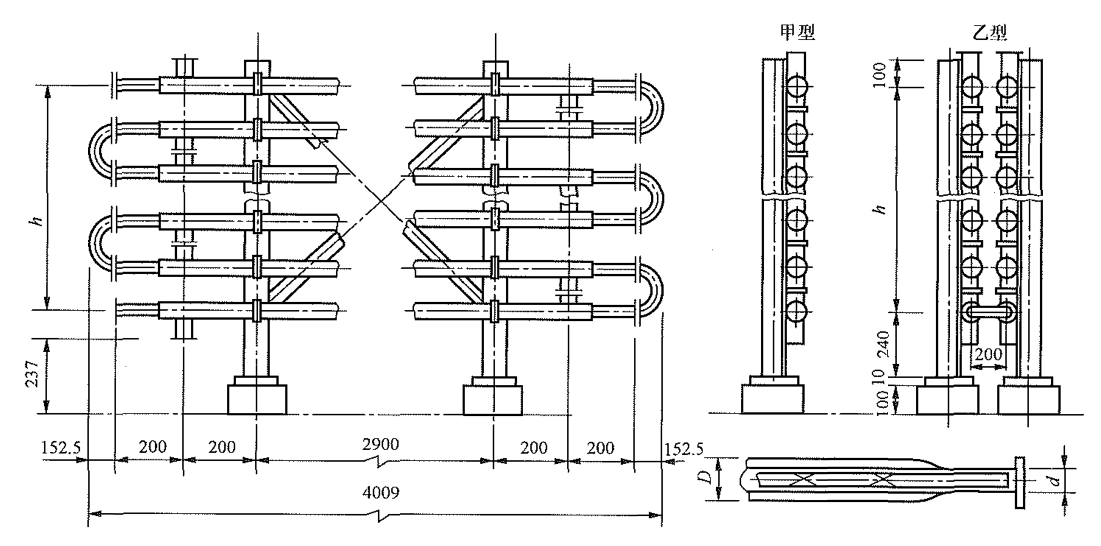


图 30-25 套管式内插物加热器

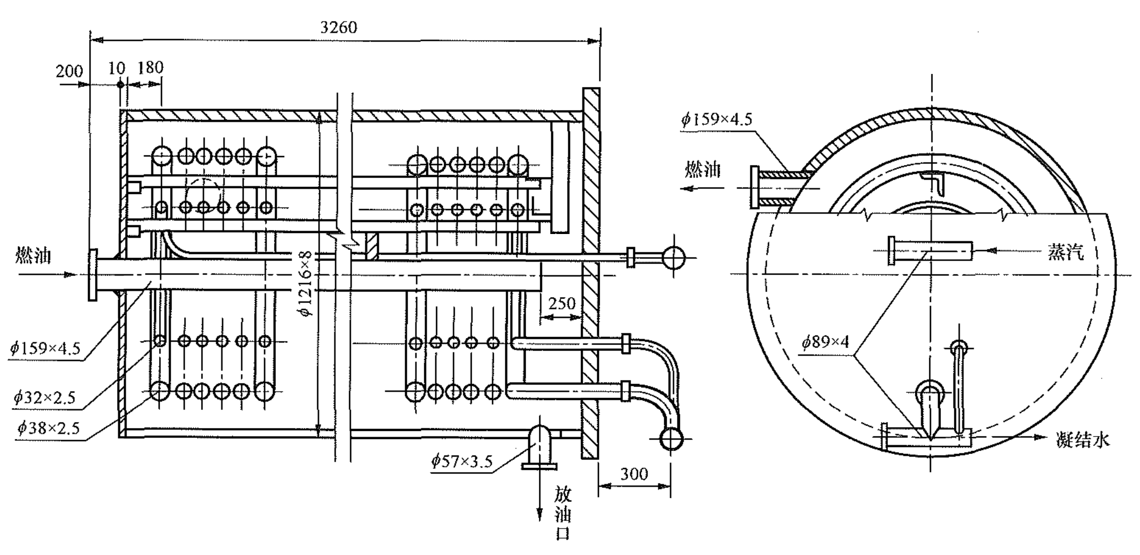


图 30-26 盘管水箱式加热器

二、主要技术规范

（1）燃油加热器的管程应能承受燃油加热后的膨胀应力，并且应配有泄压阀。壳程应能承受加热蒸汽的压力和温度。

（2）燃油加热器应具有高传热效率，换热面积要考虑 10%的裕量。

（3）加热蒸汽的疏水将回收，因此加热器必须具备绝对的严密性，防止油侧和汽水侧间的相互泄漏。

（4）换热管应采用优质无缝钢管，并采用错列方式布置。

（5）加热器和外部管道的接口法兰应采用国家标准或其他标准（对于国外项目），同时法兰及其连接件应成对供应。

（6）加热器的高点应设置放气，低点应设置放油（水）点。

（7）燃油加热器应设置充氮保护接口。

（8）加热器应保温，保温材料为岩棉。

第四节 油 处 理 设 备

油处理设备包括过滤器和污油处理设备。

一、过滤器

1. 分类

燃油系统中常用的油过滤器有滤网式和叶片式过滤器。电厂普遍使用的是滤网式过滤器。

滤网式过滤器种类很多，按外形可分为提筒式、插板式、直立式、卧式、Y 形和复式等；按压力可分为常压（大气压）、低压（$<9.8\times10^5$Pa）、高压（$>2.45\times10^6$Pa）；按过滤网孔径可分为粗网和细网。

2. 滤网的设置

电厂燃油系统中，每台卸油泵进口配 1 台滤网，滤网的设置不考虑备用。卸油泵滤网的细度应能满足卸油泵正常、安全运行的要求，具体滤网的规格要求根据卸油泵制造厂的要求确定。滤网的出力不应小于卸油泵的出力。

每台供油泵进口配 1 台滤网，滤网的设置不考虑备用。也可在供油泵进口母管上设置滤网，滤网可按 2×100%或 3×50%的方式配置。供油泵滤网开孔的细度应能满足供油泵正常、安全运行的要求，具体滤网的规格要求根据供油泵制造厂的要求确定。当炉前不另设滤网时，滤网细度还应满足锅炉油枪雾化喷嘴运行的要求。滤网的出力不应小于供油泵的出力。

3. 直立式滤网

电厂卸油泵和供油泵前的滤网一般为直立式滤网。

直立式滤网（见图 30-27）利用钢管、法兰及堵板做外壳；滤网为网格，中有圆形骨架，依过滤网孔净面积的倍率要求，使骨架做成单筒、三筒以及多层同心套筒等方式（使用时可根据需要更换滤网孔径），因其结构简单，一般工厂、现场都能加工制造，流通能力较大，清洗简便，可以用蒸汽反冲洗，也可用人工取出滤网洗刷，目前工程中多采用，主要用于泵吸入侧，适应于低压油管路中。

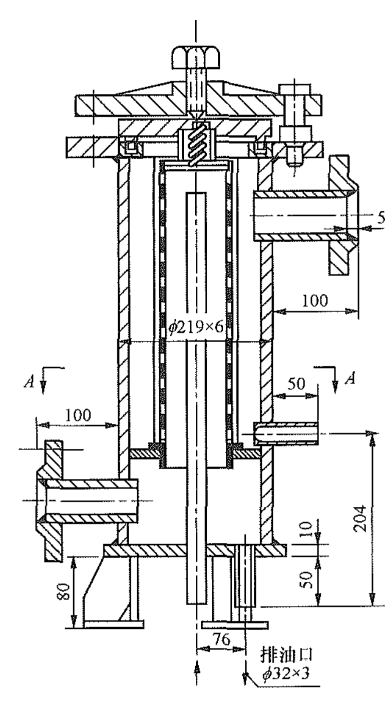


图 30-27 LY 直立式滤油器

4. 滤网选用表

滤网综合选用参考表见表 30-14。

表 30-14 滤网综合选用参考表

序号	滤网安装位置	滤网规格（目/in）	流通面积为进口管截面积的倍数
1	离心泵、蒸汽往复泵等卸油泵前	8～18	4～6
2	离心泵、蒸汽往复泵等供油泵前	20～30	8～10
3	齿轮泵、螺杆泵供油泵前	40～80	8～10
4	蒸汽雾化、空气雾化转杯式燃烧器前	24～35	>2
5	机械雾化燃烧器前	>50	>2

二、污油处理设备

为了保护水体和人类环境，对电厂的含油污水必须进行处理，处理后的净油回到燃油系统，达标废水排放。

电厂燃油系统污油处理流程为：含油污水→污油

池→油水分离器→排放。

1. 污油池

污油池是通过重力对油水进行初步分离，污油池共有三个区域：含油污水区，油池区和水池区。油罐区和油泵房来的含油污水进入含油污水区，在含油污水区通过重力分离。含油污水区，密度重的水在下部，通过 DN200 的管道引入到水池区；密度轻的油在上部，由池上部的开槽处溢流到油池区。油池区，净油泵将油输送到燃油系统。水池区，底部的水经污水泵输送至厂区排水系统，另一部分经浮油吸收机送到油水分离器进行处理，上部的含油污水通过顶部的开槽重新溢流到含油污水区。污油池的平断面如图 30-28 所示、断面图如图 30-29 所示。

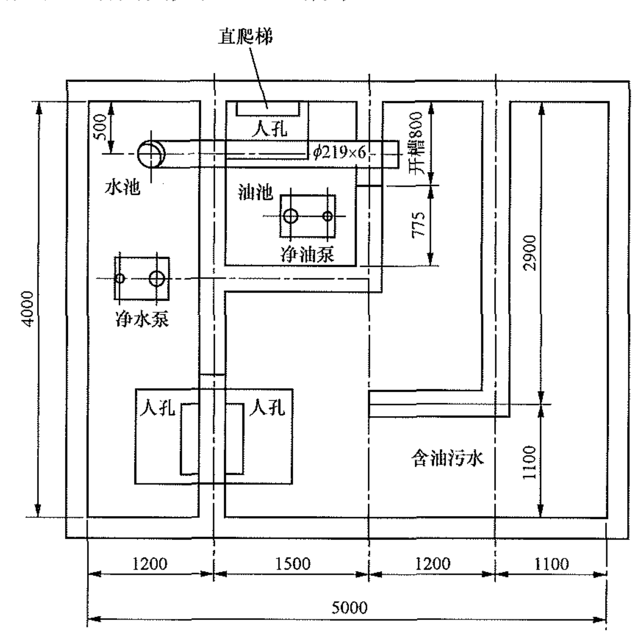


图 30-28 污油池的平面图

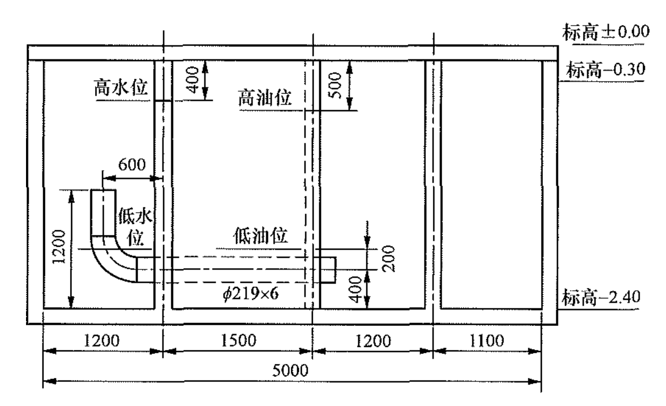


图 30-29 污油池的断面图

2. 含油污水处理装置

含油污水处理装置主要由浮油吸收机、管路过滤器、提升泵、油水分离器、回收油罐、齿轮油泵等组成。含油污水处理装置的工作原理如图 30-30 所示。

含油污水处理装置由二级分离组成，含油污水进入油污水处理装置时，先经过管路过滤器滤除水中悬浮物，由提升泵将含油污水送入分离装置后，首先经过初级聚集分离装置，利用聚丙烯高分子滤芯对油有良好的吸油性能和解吸性能，过滤器滤芯孔径小于 0.03mm，能充分聚集水中的微小油粒成大油滴被聚结成大颗粒油滴而上浮储存在集油室内，达到设定液位时，自动启动电动轴塞泵排出，油水完成了初级分离，水中含油量在 20mg/L 以下；再经过精密聚集分离器，利用进口专用油水分离滤芯，使水中的油完全得到分离。完成第二次油水分离，达到油中含水量 5mg/L 以下。保证排出水的含油成分不超过 GB 8978—1996《污水综合排放标准》的排放要求（标准为不大于 5mg/L）。

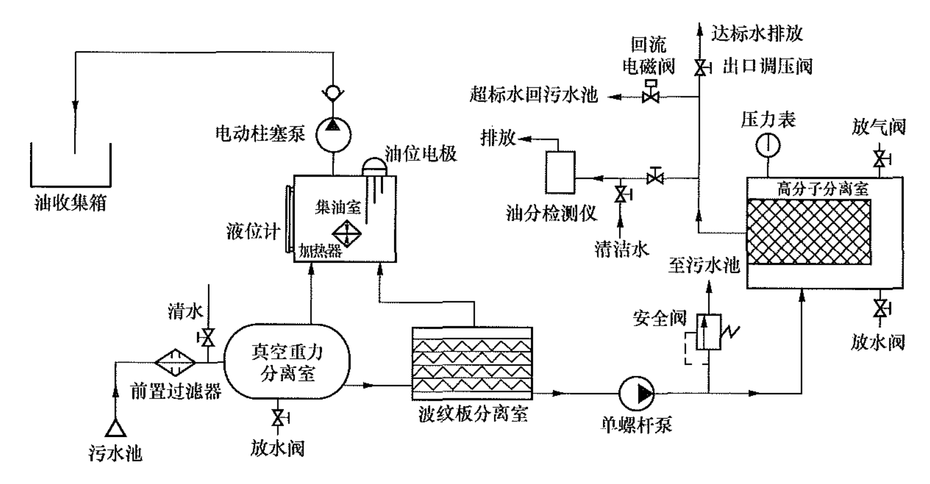


图 30-30 含油污水处理装置工作原理图

含油污水处理装置如图 30-31 所示。

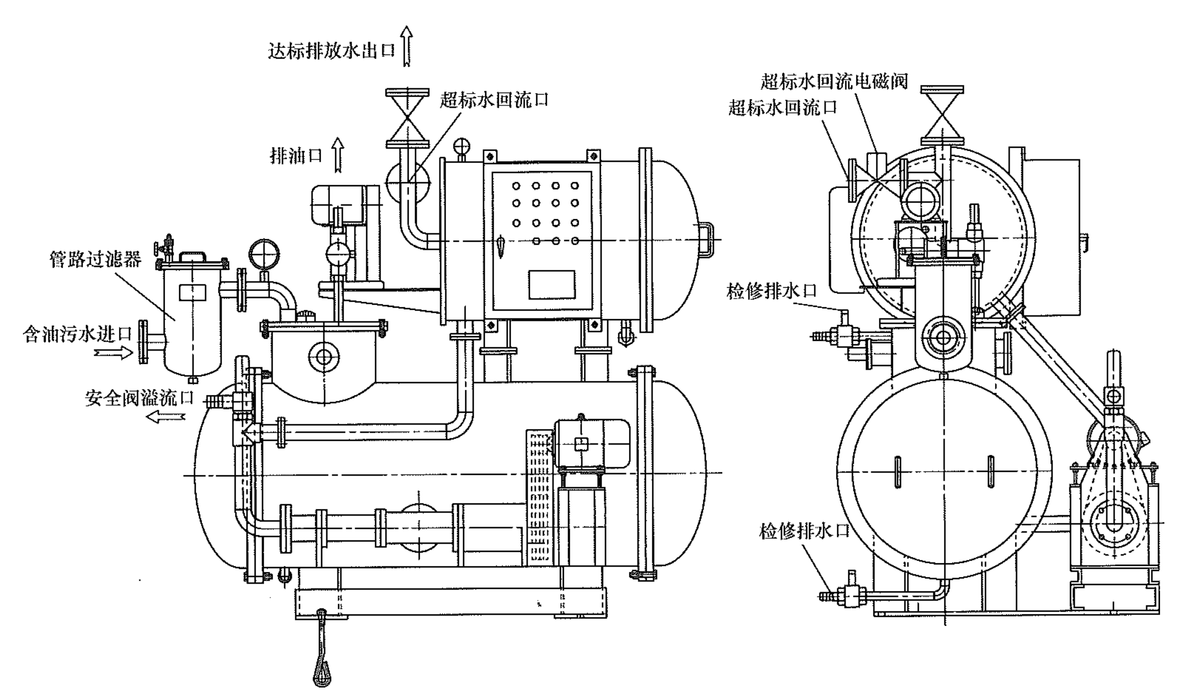


图 30-31 含油污水处理装置

第三十一章

节油点火设施

煤粉锅炉多设置节油点火设施。节油点火设施主要有等离子点火及微油点火两种类型。

第一节 等离子点火

一、工作原理及适用条件

等离子点火装置是利用直流电流在空气介质气压约0.01MPa的条件下接触引弧，并在强磁场控制下获得稳定功率的直流空气等离子体，该等离子体在专门设计的燃烧器的中心燃烧筒中形成温度 $T>5000K$ 的，温度梯度极大的局部高温区，煤粉颗粒通过该等离子"火核"受到高温作用，并在 $10^{-3}s$ 内迅速释放出挥发物，使煤粉颗粒破裂粉碎并再造挥发分，从而迅速燃烧。

等离子燃烧系统主要由等离子发生器、离子燃烧器、加热及制粉系统、载体工质系统及其他辅助系统等组成。单台等离子点火系统示意图如图31-1所示。

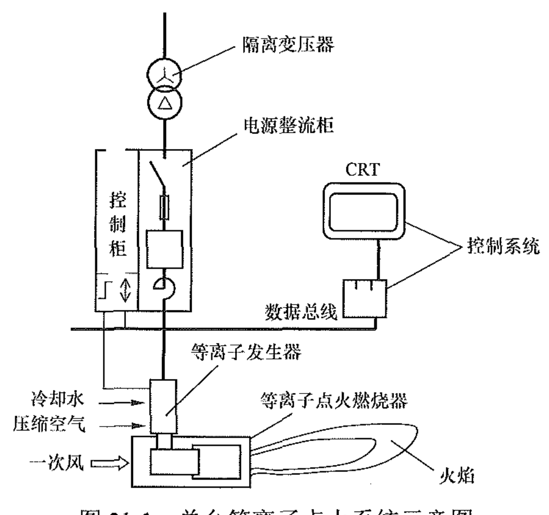


图31-1 单台等离子点火系统示意图

等离子体点火系统适用于燃用烟煤和褐煤、采用切向或墙式燃烧方式的煤粉锅炉。煤质特性应满足下述要求：

（1）烟煤：灰分 $A_{ar}\leqslant35\%$，且 $M_{ar}\leqslant10\%$，$V_{daf}\geqslant32\%$（相当于 $V_{ar}\geqslant18\%$）；

（2）褐煤：灰分 $A_{ar}\leqslant30\%$，且 $M_{ar}\leqslant25\%$，$V_{daf}\geqslant40\%$（相当于 $V_{ar}\geqslant18\%$）；或灰分 $A_{ar}\leqslant17\%$，且 $M_{ar}\leqslant40\%$，$V_{daf}\geqslant42\%$（相当于 $V_{ar}\geqslant18\%$）。

当煤质参数在规定的范围以外时，应通过调整煤粉细度、煤粉浓度、一次风速、二次风速、煤粉/空气混合物温度、加大等离子体发生器的功率等措施，并经试验验证后，方可采用等离子体点火技术。

二、等离子发生器

等离子发生器为磁稳，空气载体等离子发生器，它由线圈、阴极、阳极等组成。其中阴极材料采用具有高导电率、高导热、耐氧化的金属材料制成。阳极由高导电率、高导热率及抗氧化的金属材料制成，它们均采用水冷方式冷却，以承受电弧高温冲击。线圈在高温250℃情况下具有抗2000V的直流电压击穿能力，电源采用全波整流并具有恒流性能。其工作原理如图31-2所示。在冷却水及压缩空气满足条件后，首先设定电源的工作输出电流（300～400A），当阴极在直线电动机的推动下，与阳极接触后，电源按设定的工作电流工作，当输出电流达到工作电流后，直线电动机推动阴极向后移动，当阴极离开阳极的瞬间，电弧建立起来，当阴极达到规定的放电间距后，在空气动力和磁场的作用下，装置产生稳定的电弧放电，生成等离子体。

三、等离子燃烧器

等离子发生器（产生等离子体的装置）需要安装在煤粉燃烧器中才能构成等离子燃烧器以点燃煤粉。大容量煤粉锅炉的燃烧器主要分为切向燃烧直流燃烧器和墙式燃烧旋流燃烧器。

（一）切向燃烧直流燃烧器

根据直流燃烧器的结构、布置方式及其与煤粉管道的连接方式，等离子体发生器宜采用轴向方式布置。在无轴向方式布置条件时，可采用径向布置方式。布置方式如图31-3所示。

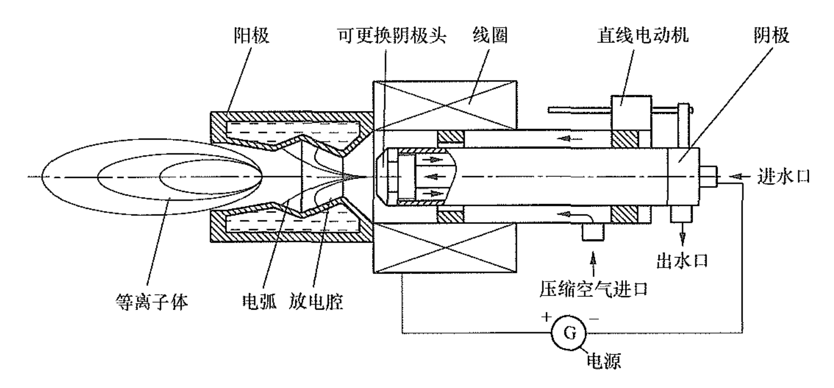


图 31-2 等离子发生器工作原理图

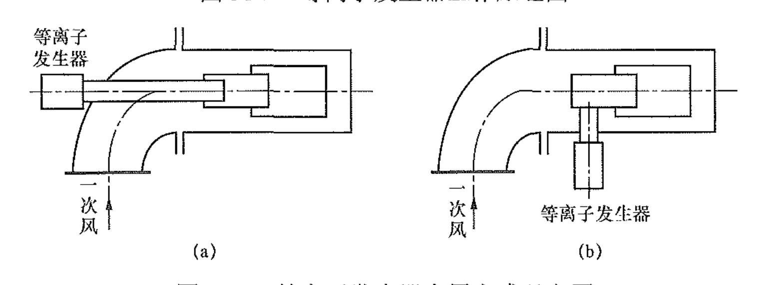


图 31-3 等离子发生器布置方式示意图

（a）等离子发生器轴向插入；（b）等离子发生器径向插入

等离子体燃烧器的喷口设计与外部轮廓结构尺寸宜与锅炉水冷壁开孔相匹配，并与锅炉设计燃用煤质的燃烧性能相适应。

等离子体燃烧器可设置一层或两层，通常宜布置在炉膛自下而上第一层或第二层煤粉燃烧器的位置，按 DL/T 435《电站煤粉锅炉炉膛防爆规程》的标准执行。当设置两层等离子体燃烧器时，其上层喷口宜设计成上下摆动结构。

（二）墙式燃烧旋流燃烧器

墙式燃烧旋流燃烧器应采用轴向方式布置等离子体发生器。

等离子体燃烧器宜布置在墙式燃烧锅炉的前墙和（或）后墙，按 DL/T 435《电站煤粉锅炉炉膛防爆规程》的标准执行。

四、加热及制粉系统

（一）直吹式制粉系统

对于直吹式制粉系统，需考虑机组启动时的冷炉制粉。冷炉制粉所需要的热风来源分为：邻炉引入热风方式及冷风加热器加热方式。

1. 邻炉引入热风

根据锅炉点火启动期间对等离子体燃烧器出力的要求，计算出所需的干燥剂量和温度，确定需要从邻炉引入的热风量和热风温度。

邻炉引入热风方式其风道应装设严密的隔断门，并不影响邻炉的正常运行。

2. 冷风加热器加热

冷风加热器的加热方式包括冷风蒸汽加热器及冷风燃油加热器。

冷风加热器可采用冷风蒸汽加热器或冷风燃油加热器，不宜采用电加热器加热空气。当入炉煤的收到基水分小于 19%时，宜采用冷风蒸汽加热器。当入炉煤的收到基水分大于 19%，且加热蒸汽的饱和温度高于磨煤机启动初期要求的热风温度 10℃以上时，宜采用冷风蒸汽加热器。当加热蒸汽的饱和温度不能满足要求时，应采用冷风燃油加热器。

（1）冷风蒸汽加热器。冷风蒸汽加热器蒸汽侧原则性系统示意图如图 31-4 所示。

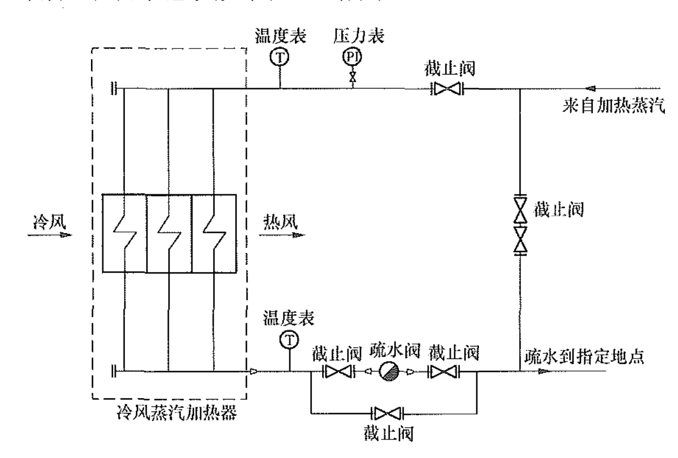


图 31-4 冷风蒸汽加热器蒸汽侧原则性系统示意图

在锅炉最大连续出力（BMCR）工况下，当冷风蒸汽加热器风侧系统的总阻力不大于 400Pa，且等离子体燃烧器对应的磨煤机布置于主热风联络风道外侧的第一台位置时，冷风蒸汽加热器宜布置在主热风联络风道上，如图 31-5 所示。当冷风蒸汽加热器风侧系统的总阻力大于 400Pa 时，应另设冷风蒸汽加热器旁路风

道，旁路风道上应设置插板式关断门，如图 31-6 所示。

冷风蒸汽加热器也可布置在另设的旁路风道上，此布置方式应在旁路风道上设插板式关断门和调节门，如图 31-7 所示。

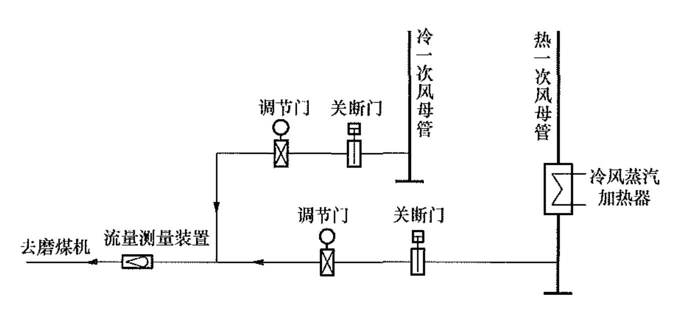


图 31-5 冷风蒸汽加热器布置于主热风联络风道原则性系统示意图

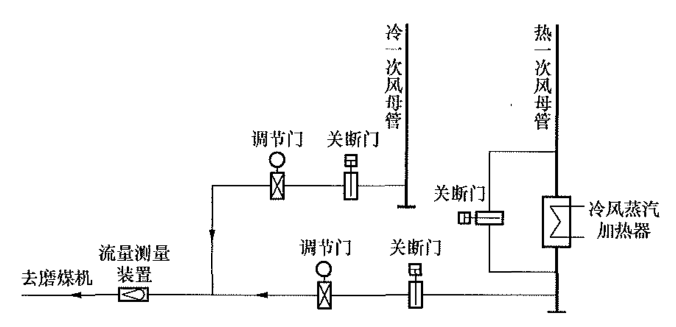


图 31-6 冷风蒸汽加热器布置于主热风联络风道并另设旁路风道原则性系统示意图

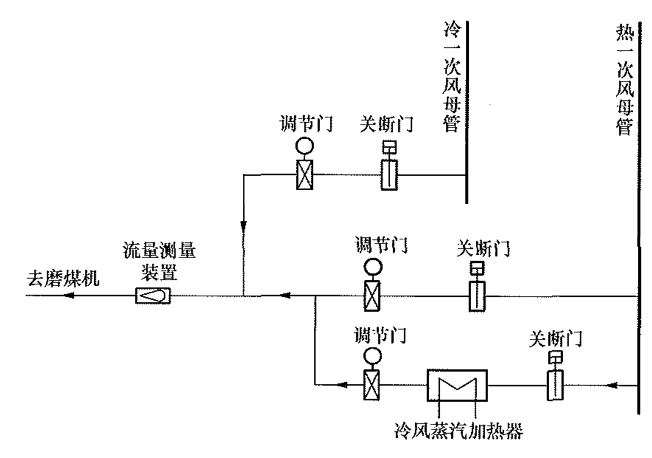


图 31-7 冷风蒸汽加热器布置于另设的旁路风道原则性系统示意图

冷风蒸汽加热器宜采用高频焊螺旋鳍片管换热器，不宜采用铝质套片管式换热器，传热面积应有 20% 的裕量。加热器的设计和布置应便于疏水，防止发生水击。入口应设置蒸汽压力、温度和入口风温的指示仪表。

冷风蒸汽加热器的疏水应进入原有疏水系统；如不能进入原系统疏水扩容器时，可另设疏水扩容器。

（2）冷风燃油加热器。冷风燃油加热器由油枪、燃烧室和图像火焰监视探头等组成，宜布置在热风道的旁路风道上，如图 31-8 所示。

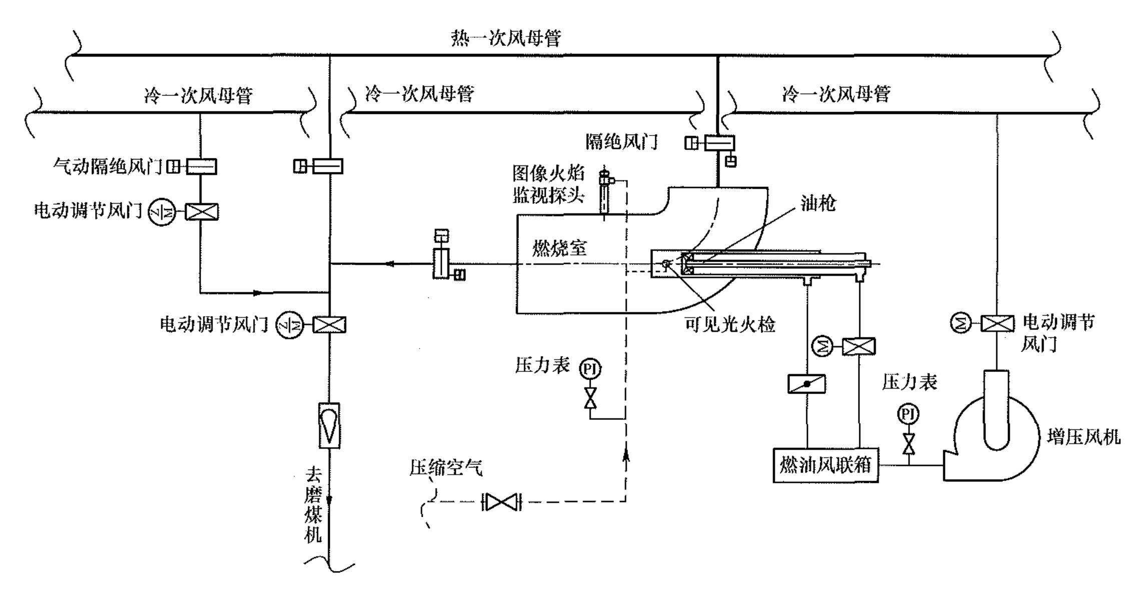


图 31-8 冷风燃油加热器原则性系统示意图

燃油空气来自增压风机，增压风机的风源宜取自冷风总管或空气预热器入口一次风道。

冷风燃油加热器的油枪应按轴向插入的方式布置在风道的弯头上，其端部应延伸至风道弯头后的直管部分。油枪不应少于 2 只（含 2 只），油枪与风道之间应密封。

燃烧室的内壁宜敷设耐火层，外壁应加保温层。

油枪应配置一对一的火焰检测器，并设置全燃烧室的图像火焰监视、灭火保护、漏油保护、完整的蒸汽吹扫系统。风道中应设置超温保护，联锁切断燃油。

（二）储仓式制粉系统

对储仓式钢球磨煤机热风送粉制粉系统，在锅炉不投油冷态启动期间，等离子体点火系统应利用本炉煤粉仓中剩余煤粉或邻炉输送的煤粉，如图 31-9 所示。

宜从邻炉引入热风或设置冷风蒸汽加热器，热风来源与直吹式制粉系统类似，相关冷风加热系统如图 31-4～图 31-7 所示。

对于储仓式钢球磨煤机乏气送粉系统，在锅炉不投油冷态启动期间，等离子体点火系统应利用本炉煤粉仓中剩余煤粉或邻炉输送的煤粉，邻炉送粉引入位置如图 31-9 所示。

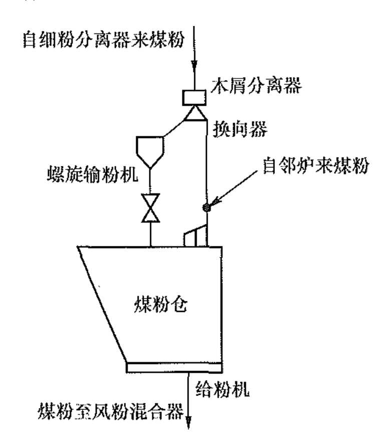


图 31-9　储仓式钢球磨煤机煤粉输入原则性系统示意图

五、载体工质（空气）系统

宜采用压缩空气作为等离子体发生器的载体工质，空气品质应达到仪表用压缩空气品质，满足 GB/T 4830—2015《工业自动化仪表气源压力范围和质量》的要求。

如电厂不能提供仪表用气品质的压缩空气，可采用高压离心风机或罗茨风机提供的高压风（空气）。风机宜布置在锅炉运转层靠近用气点的位置。每台锅炉设置的高压离心风机或罗茨风机不应少于 2 台，其中 1 台为备用。每台风机风量裕量不应低于 35%，压力裕量不应低于 30%。

每只等离子体发生器的载体工质管道上应设置压力表和压力开关，“压力满足”信号反馈至该等离子体发生器的控制系统。当压力不满足时，联锁跳闸等离子体发生器电源。

高压离心风机或罗茨风机出口应设置压力表和压力开关，当压力不满足时，联锁启动备用高压离心风机或罗茨风机。

当采用压缩空气作为载体工质时，应设置等离子体发生器吹扫管路。吹扫风源宜取自炉膛安全保护系统（FSSS）或等离子体点火系统图像火焰监视探头的冷却风机。

载体工质（空气）系统配置的原则性系统如图 31-10 和图 31-11 所示。

六、主要技术规范

（一）性能保证值

以下性能保证值的空白处由设备制造厂填写。

（1）等离子点火及稳燃装置应能适用锅炉设计及校核煤种。

（2）等离子点火器功率可用调节范围为________kW。

（3）可更换阴极使用寿命≥________h。

（4）阳极使用寿命≥________h。

（5）燃烧器设计额定出力范围________t/h～________t/h。

（6）燃烧器使用寿命≥________h。

（7）冷态启动稳定着火时间≤________s

（8）在锅炉 BMCR 工况下，等离子燃烧器作为主燃烧器运行 NO_x 排放浓度不大于锅炉 BMCR 工况下其他燃烧器投运时 NO_x 排放浓度。

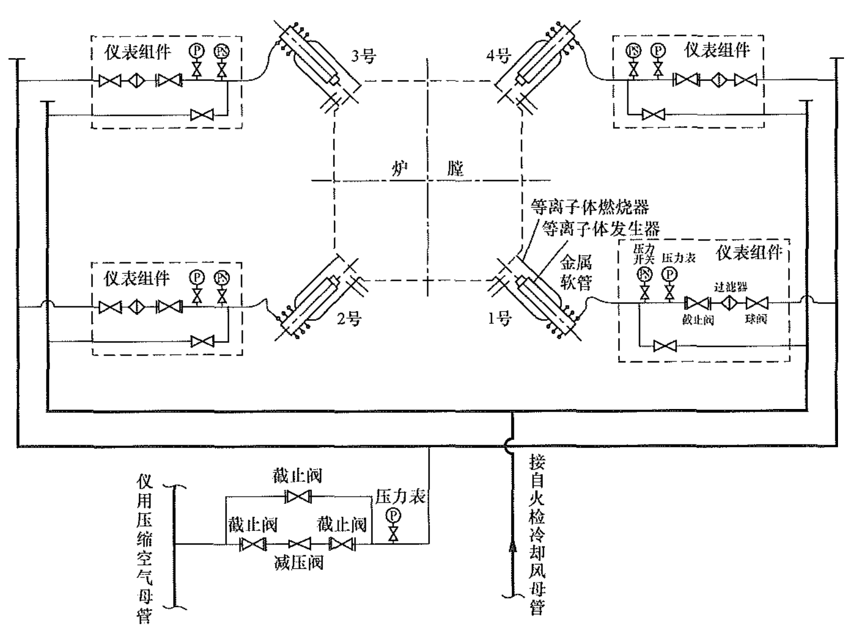


图 31-10　压缩空气作为载体工质的原则性系统示意图

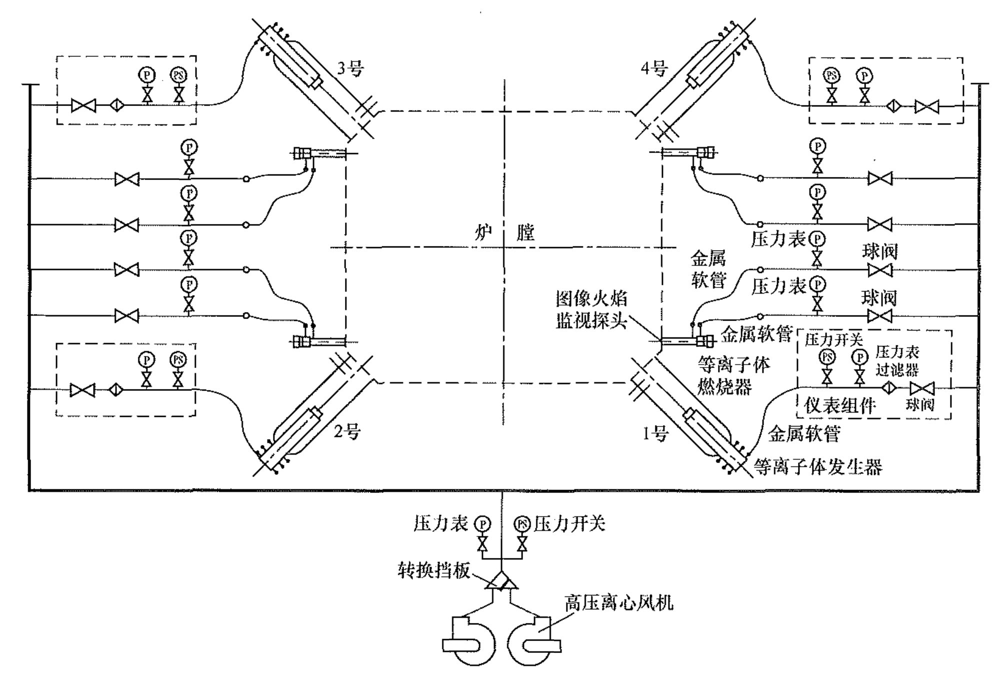


图 31-11 采用高压离心风机提供载体工质的原则性系统示意图

（9）在 BMCR 工况下，等离子燃烧器作为主燃烧器运行锅炉保证热效率不低于 BMCR 工况下其他燃烧器投运时锅炉保证热效率。

（10）在等离子燃烧器设计范围内，等离子点火装置投入时，燃烧器及所对的锅炉水冷壁不结焦、结渣。

（二）技术规范要求

1. 整体性能要求

（1）等离子点火系统在加热器运行参数和对应的磨煤机最低出力及通风量满足技术条件时能够实现锅炉冷态无油点火启动、带负荷。

（2）在保证设计煤种及与设计煤种相近煤种的前提下，等离子点火及稳燃系统在锅炉吹管中应具有无油操作的能力；锅炉从吹管到带满负荷 168h 全过程具有无油操作的能力。

（3）等离子点火及稳燃系统可起到低负荷不投油稳燃作用。

（4）等离子点火及稳燃系统在使用过程中满足机组启动曲线的要求，不影响机组安全。

（5）等离子燃烧器在锅炉达到不投油最低稳燃负荷后，等离子点火器可以退出运行作为主燃烧器使用。但不应造成锅炉受热面超温、燃烧器结渣等影响锅炉安全运行的问题。

（6）等离子燃烧器应充分考虑在作为主燃烧器使用时的耐磨损、耐烧损问题，燃烧器本体的寿命应不低于锅炉主燃烧器的寿命。

（7）等离子点火及稳燃系统可以在主控室内 DCS 上进行远方操作完成点火及稳燃过程，并有完善的控制系统保证系统的安全运行。

2. 对各系统的要求

（1）载体工质系统。等离子点火器载体工质系统可采用压缩空气或高压风输送。当采用高压风输送时，应设置两台高压离心风机，互为备用。

（2）冷却水系统。为保护等离子点火器，需用水冷却阴、阳极及线圈。冷却水水质为化学除盐水，由锅炉房内的闭式冷却水母管提供。运行时等离子点火器进出口冷却水压差不小于 0.2MPa，入口压力不大于 0.5MPa，水温小于 40℃。

冷却水系统保证为等离子点火器提供充足的冷却水，冷却水管道和阀门采用不锈钢材料。

管路上安装压力开关，压力开关信号送至控制系统。

（3）控制系统。等离子点火及稳燃系统设有完善的控制系统，运行人员可以在主控室内完成拉弧、停弧、功率调节等操作，同时控制系统内部设有完善的保护逻辑，可保证系统的安全运行。等离子点火器输出功率可灵活控制，满足锅炉点火及稳燃需要。

（4）一次风在线监测系统。为便于燃烧器风速的控制，在每根煤粉管上各安装一套风速在线监测装置，用于在线监测一次风速。在进行等离子点火前一次风速应予以调平以保证等离子点火能安全稳定点燃。

（5）燃烧器壁温监测系统。在等离子燃烧器内设有壁温监测系统，在线监测燃烧器壁温，以防止燃烧器超温。每个燃烧器至少设置三点，用双支 K 形热电偶，所有信号接入 DCS 系统。

（6）图像火检及冷却风系统。在等离子点火燃烧器侧面的看火孔（或二次风道内）各安装一个带 CCD

摄像机的火检探头，其视频信号送至集控室内四画面分割器，经处理后合成一路，送到主控室全炉膛工业电视系统中，可在点火期间同时监视所有等离子燃烧器的火焰。

火检冷却风由锅炉 FSSS 火检冷却风机接出。

（7）电气系统。为避免同一段电源上的大型设备（如水泵、送风机和吸风机等）启动时，整流柜的低电压保护动作，造成等离子发生器的断弧。供电电源应取自负荷小的电源段，避免与电动给水泵在同一段。

第二节　微　油　点　火

一、工作原理及适用条件

微油点火技术是利用小油枪的强化燃烧来点燃煤粉燃烧器，如图 31-12 所示。

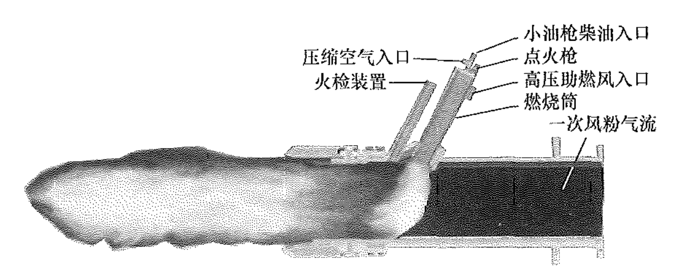


图 31-12　单台微油点火系统示意图

小油枪点火燃烧的工作原理是：先利用压缩空气的高速射流将燃油直接击碎，雾化成超细油滴，点燃后进行燃烧，同时用燃烧产生的热量对燃油进行初期加热、扩容，在极短的时间内完成油滴的蒸发、气化、燃烧，使油枪在整体燃烧过程中直接燃烧气体燃料，从而大大提高燃烧效率及火焰温度。

小油枪安装于主煤粉燃烧器上，气化小油枪燃烧形成的高温火焰，覆盖了整个燃烧器出口通道，当煤粉通过时直接加热释放出的挥发分、点燃，达到煤粉的大量燃烧。已燃烧的煤粉火焰进入炉膛后，释放出的大量热能，完成锅炉的启、停及低负荷稳燃的需求。

微油点火系统主要由小油枪及煤粉燃烧器、加热及制粉系统、油及压缩空气系统、助燃风系统及其他辅助系统等组成。

微油点火系统适用于燃用烟煤、贫煤和褐煤，采用切向或墙式燃烧方式的煤粉锅炉。

二、小油枪及煤粉燃烧器

小油枪需要安装在煤粉燃烧器中才能构成等微油点火燃烧器以点燃煤粉。大容量煤粉锅炉的燃烧器主要分为切向燃烧直流燃烧器和墙式燃烧旋流燃烧器。

（一）切向燃烧直流燃烧器

根据直流燃烧器的结构、布置方式，小油枪宜采用轴向方式布置或斜插方式布置。

微油点火燃烧器的喷口外部轮廓结构尺寸应与锅炉水冷壁开孔相匹配，并与锅炉设计燃用煤质的燃烧性能相适应。

微油点火燃烧器可设置一层或两层，宜布置在炉膛自下而上第一层和/或第二层煤粉燃烧器的位置，炉膛防爆要求应按 DL/T 435《电站煤粉锅炉炉膛防爆规程》的标准执行。

（二）墙式燃烧旋流燃烧器

墙式燃烧旋流燃烧器宜采用轴向方式布置微油点火油燃烧器。

微油点火燃烧器应布置在墙式燃烧锅炉的前墙或后墙，炉膛防爆要求应按 DL/T 435《电站煤粉锅炉炉膛防爆规程》的标准执行。

三、加热及制粉系统

（一）直吹式制粉系统

对于直吹式制粉系统，需考虑机组启动时的冷炉制粉。冷炉制粉所需要的热风来源分为：邻炉引入热风方式及冷风加热器加热方式。

1. 邻炉引入热风

根据锅炉点火启动期间对微油点火燃烧器出力的要求，计算出所需的干燥剂量和温度，确定需要从邻炉引入的热风量和热风温度。

邻炉引入热风方式其风道应装设严密的隔断门，并不影响邻炉的正常运行。

2. 冷风加热器加热

冷风加热器的加热方式包括冷风蒸汽加热器及冷风燃油加热器。

冷风加热器的选择应按制粉系统热力计算的结果确定，可采用冷风蒸汽加热器或冷风燃油加热器，不宜采用电加热器加热空气。

冷风加热器的系统设置及布置要求同等离子点火系统的相关内容。

（二）储仓式制粉系统

对储仓式钢球磨煤机热风送粉系统，在锅炉冷态启动期间，微油点火系统应利用本炉煤粉仓中剩余煤粉或邻炉输送的煤粉。邻炉送粉的位置如图 31-9 所示。

对于储仓式钢球磨煤机乏气送粉系统，在锅炉冷态启动期间，微油点火系统应利用本炉煤粉仓中剩余煤粉或邻炉输送的煤粉，也可利用冷炉制粉系统启动本炉的磨煤机制粉。邻炉送粉引入位置如图 31-9 所示。

四、油及压缩空气系统

微油点火油枪用油宜取自电厂炉前燃油母管，压缩空气可取自炉前压缩空气母管，气动设备气源可取自炉前仪用压缩空气母管。

如果炉前燃油母管油压过高，应安装减压稳压阀进行减压稳压。

油及压缩空气系统应设置过滤器、阀门、压力表等设备。

油及压缩空气系统配置的原则性系统图如图 31-13 所示。当微油点火油枪采用简单机械雾化方式时，应去除图 31-13 中虚线部分。

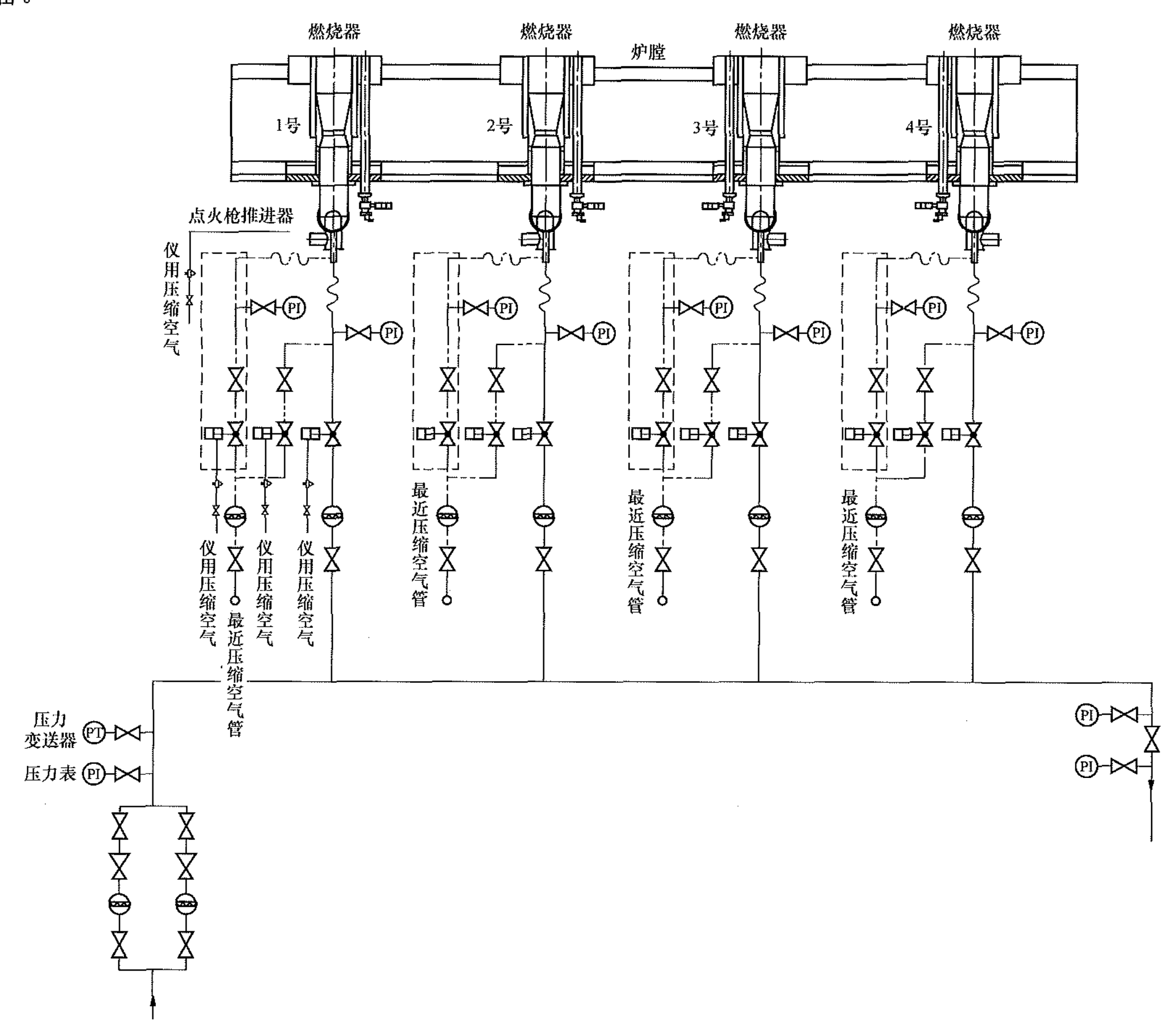


图 31-13 油及压缩空气系统配置的原则性系统图

五、助燃风系统

助燃风系统风源可取自锅炉一次风机或送风机出口，也可另设风机提供，油燃烧器入口的助燃风压应满足油燃烧器供风要求。

采用另设的风机提供风源时，宜选用高压离心风机或罗茨风机，风机数量不应少于 2 台，其中 1 台为备用，当风机出口压力不满足时，联锁启动备用风机。

助燃风系统管道上应设置阀门和压力表，便于控制风量大小。

微油点火系统助燃风原则性系统图如图 31-14 所示。

六、主要技术规范

（一）性能保证值

以下性能保证值的空白处由设备制造厂填写。

（1）微油点火及稳燃装置应能适用锅炉设计及校核煤种。

（2）燃烧器小油枪出力________kg/h。

（3）燃烧器设计额定出力范围________t/h～________t/h。

（4）燃烧器使用寿命≥________h。

（5）微油点火燃烧器应满足机组安全运行。点火 5min 内的燃尽率为________%，30min 内的燃尽率为________%。

（6）在锅炉 BMCR 工况下，微油点火燃烧器作为主燃烧器运行 NO_x 排放浓度不大于锅炉 BMCR 工况下其他燃烧器投运时 NO_x 排放浓度。

（7）在 BMCR 工况下，微油点火燃烧器作为主燃烧器运行锅炉保证热效率不低于 BMCR 工况下其他燃烧器投运时锅炉保证热效率。

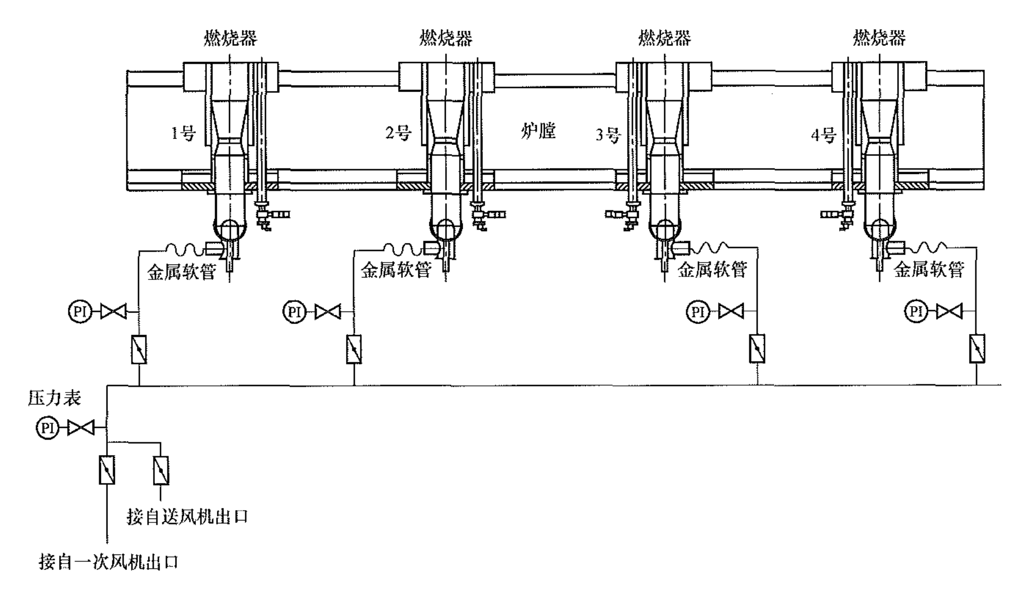


图 31-14 微油点火系统助燃风原则性系统图

(8) 在微油点火燃烧器设计范围内，微油点火装置投入时，燃烧器及所对的锅炉水冷壁不结焦、结渣。

(二)技术规范要求

1. 整体性能要求

(1) 微油点火系统在加热器运行参数和对应的磨煤机最低出力及通风量满足技术条件时能够实现锅炉冷态无大油枪点火启动、带负荷。

(2) 在保证设计煤种及与设计煤种相近煤种的前提下，微油点火及稳燃系统在锅炉吹管中应具有微油操作的能力；锅炉从吹管到带满负荷 168h 全过程具有微油操作的能力。

(3) 微油点火及稳燃系统可起到低负荷不投大油枪稳燃作用。

(4) 微油点火及稳燃系统在使用过程中满足机组启动曲线的要求，不影响机组安全。

(5) 微油点火燃烧器在锅炉达到不投油最低稳燃负荷后，小油枪可以退出运行作为主燃烧器使用。但不应造成锅炉受热面超温、燃烧器结渣等影响锅炉安全运行的问题。

(6) 微油点火燃烧器应充分考虑在作为主燃烧器使用时的耐磨损、耐烧损问题，燃烧器本体的寿命不应低于锅炉主燃烧器的寿命。

(7) 微油点火及稳燃系统可以在主控室内 DCS 上进行远方操作完成点火及稳燃过程，并有完善的控制系统保证系统的安全运行。

2. 对各系统的要求

(1) 炉前油系统。油管路上安装过滤器，并且保证油质的清洁，小油枪不堵塞。过滤器便于清理。

油系统的控制接入 FSSS 系统。

小油枪的结构简单便于拆卸，能够快速清理油枪及更换配件。

小油枪的启动迅速，当锅炉燃烧不稳时，小油枪应能迅速投入。

(2) 助燃风系统。微油点火燃烧器助燃风系统用风可由锅炉冷一次风供给，也可设置专用离心风机。风机数量不应少于 2 台，其中 1 台为备用。

根据微油点火燃烧器的性能要求，助燃风风系统装设必要的电动调节风门挡板。

(3) 控制系统。微油点火及稳燃系统设有完善的控制系统，运行人员可以在主控室内完成操作，同时控制系统内部设有完善的保护逻辑，可保证系统的安全运行。

燃烧器控制系统具有远方/就地两种操作模式。其切换开关设在就地控制柜。且每个角微油点火油燃烧器设一套就地控制柜。其控制对象主要有点火器、点火枪气动推进器、油角阀、雾化阀、吹扫阀等。

燃烧器控制系统与相关保护应能满足 DCS 的控制要求，DCS 完成微油点火的监控功能。

(4) 一次风在线监测系统。为便于燃烧器风速的控制，在每根煤粉管上各安装一套风速在线监测装置，用于在线监测一次风速。在进行微油点火前一次风速应予以调平以保证微油点火能安全稳定点燃。

(5) 燃烧器壁温监测系统。在微油点火燃烧器内设有壁温监测系统，在线监测燃烧器壁温，以防止燃烧器超温。每个燃烧器至少设置三点，用双支 K 型热电偶，所有信号接入 DCS 系统。

(6) 图像火检及冷却风系统。在微油点火燃烧器侧面的看火孔（或二次风道内）各安装一个带 CCD 摄像机的火检探头，其视频信号送至集控室内四画面分割器，经处理后合成一路，送到主控室全炉膛工业电视系统中，可在点火期间同时监视所有微油点火燃烧器的火焰。

火检冷却风由锅炉 FSSS 火检冷却风机接出。

(7) 电气系统。供电电源应取自负荷小的电源段。两台另设助燃风机的电源应分别取自厂用电源的不同段。

第三十二章



辅助锅炉及辅机设备

辅助锅炉一般在新建电厂中配置，主要是为新建火力发电厂第一台机组启动时提供必需的辅助蒸汽，其流量、温度和压力等参数应满足用汽点的参数要求。辅助锅炉的形式、台数、容量和燃料应根据机组容量、启动方式等结合工程具体情况综合考虑确定。辅助锅炉也称为启动锅炉。

辅助锅炉根据燃料不同，有燃煤辅助锅炉、燃油辅助锅炉和燃气辅助锅炉。根据安装方式不同，有快装锅炉、组装锅炉和散装锅炉。

第一节 辅助锅炉的选型原则

一、辅助锅炉本体

（一）辅助锅炉配置原则

辅助锅炉的选择应根据燃料特性、火力发电厂所在地气象条件、电厂建设规模、电厂各用汽点的具体要求等因素确定。辅助锅炉配置的基本要求如下：

（1）辅助锅炉优先选用燃油、燃气锅炉；当火力发电厂位于严寒地区时，综合考虑建设期间施工用汽和燃料的价格因素，可选用燃煤辅助锅炉。

（2）当采用燃油或燃气锅炉，辅助锅炉容量不大于40t/h时，若未来电厂机组数量超过2台，或在其他项目利用此辅助锅炉时，为易于拆迁、搬运，优先选用快装式锅炉。

（3）在非采暖区及过渡区，辅助锅炉数量按1台考虑。

（4）在采暖区，为保证采暖的可靠性及锅炉运行的经济性，配置2台辅助锅炉。

（5）辅助锅炉台数和容量按下列范围选用：

300MW 以下机组为 1×10t/h（非采暖区及过渡区）～2×20t/h（采暖区）；

300MW 机组为 1×20t/h（非采暖区及过渡区）～2×20t/h（采暖区）；

600MW 机组为 1×35t/h（非采暖区及过渡区）～2×35t/h（采暖区）；

1000MW 机组为 1×50t/h（非采暖区及过渡区）～2×35～50t/h（采暖区）。

（6）辅助锅炉蒸汽参数应满足所有用汽点对蒸汽参数的要求，并考虑用汽点与辅助锅炉之间的阻力损失。在此基础上，辅助锅炉参数采用低压参数。压力参数通常为1.27MPa（表压），如需要也可按1.6MPa（表压）进行设计；出口蒸汽温度通常为300℃，如需要也可按 350℃进行设计。如具体工程有特殊蒸汽参数的要求，可根据情况调整辅助锅炉蒸汽参数。

用汽点与辅助锅炉之间的阻力损失计算按照DL/T 5054《火力发电厂汽水管道设计技术规定》相关要求执行。

（二）辅助锅炉常用参数

燃煤、燃油和燃气辅助锅炉的常用参数见表 32-1～表 32-3。

表 32-1　燃煤辅助锅炉常用参数

序号	锅炉型号	额定蒸发量（t/h）	额定蒸汽压力（MPa）	额定出口蒸汽温度（℃）	给水温度（℃）	炉膛结构	锅炉本体出厂形式			锅炉燃烧方式	布置形式	
							快装	组装	散装		室内	室外
1	SZL10-1.27/300-AII	10	1.27	300	20	密排管		√		负压燃烧	√	
2	SZL20-1.27/300-AII	20	1.27	300	20			√			√	
3	SHL35-1.27/300-AII	35	1.27	300	20				√		√	

续表

序号	锅炉型号	额定蒸发量（t/h）	额定蒸汽压力（MPa）	额定出口蒸汽温度（℃）	给水温度（℃）	炉膛结构	锅炉本体出厂形式			锅炉燃烧方式	布置形式	
							快装	组装	散装		室内	室外
4	SHL50-1.27/300-AII	50	1.27	300	20				√		√	
5	SHL65-1.27/300-AII	65	1.27	300	20	密排管			√	负压燃烧	√	
6	SHL75-1.27/300-AII	75	1.27	300	20				√		√	

表 32-2　　燃油辅助锅炉常用参数

序号	锅炉型号	额定蒸发量（t/h）	额定蒸汽压力（MPa）	额定出口蒸汽温度（℃）	给水温度（℃）	炉膛结构	锅炉本体出厂形式			锅炉燃烧方式	布置形式	
							快装	组装	散装		室内	室外
1	SZS10-1.27/300-Y	10	1.27	300	20		√				√	√
2	SZS15-1.27/300-Y	15	1.27	300	20		√				√	√
3	SZS20-1.27/350-Y	20	1.27	350	20		√				√	√
4	SZS35-1.27/350-Y	35	1.27	350	20		√				√	√
5	SZS40-1.27/350-Y	40	1.27	350	20	膜式水冷壁	√			微正压燃烧	√	√
6	SZS45-1.27/350-Y	45	1.27	350	20				√		√	√
7	SZS50-1.27/350-Y	50	1.27	350	20				√		√	√
8	SZS65-1.27/350-Y	65	1.27	350	20				√		√	√
9	SZS75-1.27/350-Y	75	1.27	350	20				√		√	√

表 32-3　　燃气辅助锅炉常用参数

序号	锅炉型号	额定蒸发量（t/h）	额定蒸汽压力（MPa）	额定出口蒸汽温度（℃）	给水温度（℃）	炉膛结构	锅炉本体出厂形式			锅炉燃烧方式	布置形式	
							快装	组装	散装		室内	室外
1	SZS10-1.27/300-Q	10	1.27	300	20		√				√	√
2	SZS15-1.27/300-Q	15	1.27	300	20		√				√	√
3	SZS20-1.27/300-Q	20	1.27	300	20		√				√	√
4	SZS35-1.27/300-Q	35	1.27	300	20		√				√	√
5	SZS40-1.27/300-Q	40	1.27	300	20	膜式水冷壁	√			微正压燃烧	√	√
6	SZS45-1.27/300-Q	45	1.27	300	20				√		√	√
7	SZS50-1.27/300-Q	50	1.27	300	20				√		√	√
8	SZS65-1.27/300-Q	65	1.27	300	20				√		√	√
9	SZS75-1.27/300-Q	75	1.27	300	20				√		√	√

二、辅机设备

辅助锅炉主要辅机设备：输煤设备（燃煤辅助锅炉）、给水泵、送风机、引风机、除灰渣设备（燃煤辅助锅炉）、除尘装置（燃煤辅助锅炉）和脱硫装置（燃煤辅助锅炉）等。

1. 输煤设备

输煤设备主要包括地下煤斗、给料机、煤筛、破碎机、燃煤提升机械和煤仓层皮带机等。

破碎机可根据具体情况确定是否选用，当辅助锅炉运行期间能够确保燃煤的颗粒度时，可不配置破碎机。燃煤提升机械和煤仓层皮带机等均按单台（路）配置，不设置备用设备。

输煤设备的容量选择按GB50049《小型火力发电厂设计规范》和GB 50041《锅炉房设计规范》中的相关条文执行。

2. 给水泵

辅助锅炉系统给水泵的选择应根据给水系统的阻力值、辅助锅炉的出力等因素确定。辅助锅炉系统给水泵配置的基本要求如下：

（1）每台辅助锅炉的给水泵采用离心泵，按单台配置，不设置备用给水泵。

（2）辅助锅炉给水泵的流量及扬程应考虑一定的裕量，一般流量裕量系数为10%，扬程裕量系数为20%。

3. 送风机

辅助锅炉系统送风机的选择应根据送风系统的阻力、辅助锅炉燃烧所需的风量等因素确定。辅助锅炉系统送风机配置的基本要求如下：

（1）送风机采用离心风机，每台辅助锅炉的送风机按单台配置，不设置备用送风机。

（2）辅助锅炉送风机的流量及压头应考虑一定的裕量，一般流量裕量系数为10%，压头裕量系数为20%。

4. 引风机

炉膛采用微正压运行的燃油、燃气辅助锅炉不配置引风机，平衡通风的辅助锅炉需配置引风机。

辅助锅炉系统引风机的选择应根据送风系统的阻力值、辅助锅炉燃烧产生的烟气量等因素确定。辅助锅炉系统引风机配置的基本要求如下：

（1）引风机采用离心风机，每台辅助锅炉的引风机按单台配置，不设置备用引风机。

（2）辅助锅炉引风机的流量及压头应考虑一定的裕量，一般流量裕量系数为10%，压头裕量系数为20%。

5. 除灰渣设备

从简化配置、提高可靠性、方便操作的角度出发，辅助锅炉采用机械除灰渣设备，常规选用框链除渣机。

除灰渣设备的容量选择按GB50049《小型火力发电厂设计规范》和GB 50041《锅炉房设计规范》中的相关条文执行。

6. 除尘设备

燃煤辅助锅炉系统除尘设备配置的基本要求如下：

（1）燃煤辅助锅炉除尘设备的性能应满足当地的环保要求。

（2）燃煤辅助锅炉一般配置多管旋风除尘器，当除尘效率要求较高时，也可采用袋式除尘器。

（3）除尘器的设计烟气量不应小于燃煤辅助锅炉额定工况下的烟气量。对于旋风式除尘器，不考虑烟气流量设计裕量。

7. 脱硫设备

当环保要求配置脱硫装置时，燃煤辅助锅炉可采用向锅炉炉膛直接喷固硫剂（如石灰石粉）的方法或其他有效脱硫工艺。

第二节　燃煤辅助锅炉及其辅机设备

一、系统设计

1. 主要系统流程

（1）汽水系统：燃煤辅助锅炉一般需要用于施工阶段供暖，此时化水系统可能仍在施工过程中，辅助锅炉给水常规采用自来水作为水源。由于北方采暖区自来水硬度较大，还需配备离子交换设备。燃煤辅助锅炉汽水系统常规流程如下：

原水→离子交换设备→给水箱→软水泵→除氧器→给水泵→锅炉→厂区辅助蒸汽
加药装置↗

（2）燃料系统：堆煤场→地下煤斗→给料机→三通筛→燃煤提升机械→皮带机→煤斗→锅炉→炉渣排放
↘破碎机↗

（3）烟风系统：送风机→锅炉→引风机→除尘（脱硫）设备→烟囱

2. 系统设计基本要求

（1）辅助锅炉配置的辅机，如给水泵、送风机等，按单台配置，不考虑设置备用辅机。

（2）辅助锅炉只在机组启动时运行，可不配置除氧设备，具体工程需要时也可配备除氧设备。

（3）根据GB/T18342—2009《链条炉排锅炉用煤

技术条件》中的相关要求，入炉煤的粒径要求为 0～50mm（其中粒径小于 6mm 的不大于 30%）。若来煤粒径不能满足要求，应在进入燃煤提升机械前设置破碎设备；若在辅助锅炉运行期间可以保证燃煤的颗粒度时，可不设置破碎设备。

（4）燃煤辅助锅炉所配备燃煤提升机械可采用皮带机或垂直提升设备。当出力满足要求时，燃煤提升机械优先选用圆环链斗式提升机等垂直提升设备。

（5）当辅助锅炉设备在非运行阶段采取充气保养措施时，需增设受热面充氮系统，停运时在受热面内充入氮气。

（6）其他专业的相关要求如下：

1）对仪表及控制有以下基本要求：

a. 辅助锅炉系统控制不纳入 DCS，可在辅助锅炉房就地设置控制室。

b. 采用 PLC 全自动控制，PLC 为单机配置，不采用冗余配置。

2）对化水专业有以下基本要求：

a. 应将除盐水或软化水接至辅助锅炉给水箱进口分界线处。

b. 根据辅助锅炉对水质的要求设置加药装置。

c. 根据需要设置汽、水取样装置。

3）对水工专业的要求：

a. 要求接入一路工业水提供辅机冷却水、取样装置冷却水和排污池冷却水。

b. 定排排污池的排水、给水箱的溢放水等排入排污池，由水工专业考虑排出。

二、布置方案与安装

1. 辅助锅炉房布置与安装设计原则

（1）辅助锅炉房布置与安装设计应确保系统安全、可靠地运行，并提供一定的检修条件。

（2）燃煤辅助锅炉房采用室内布置或锅炉本体全紧身封闭的方式。

（3）辅助锅炉为短时间或阶段性运行设备，辅助锅炉区域无需配置办公室、检修间、仪表校验间、化验间和生活间等生产辅助车间。

2. 辅助锅炉房布置与安装

（1）室内布置辅助锅炉布置与安装要求如下：

1）常规单层布置锅炉房的出入口不应少于 2 个；当炉前走道总长度不大于 12m，且面积不大于 200m² 时，其出入口可只设 1 个。多层布置锅炉房各层的出入口不应少于 2 个。楼层上的出入口，应有通向地面的安全梯。

2）锅炉房通向室外的门应向外开启，锅炉房内工作间直通锅炉间的门应向锅炉间方向开启。

3）锅炉需就地操作位置的净空和通道的净空高度不应小于 2m。在汽包、省煤器及其他发热部位的上方，当不需操作和通行时，其净空高度可为 0.7m。

（2）布置与安装通用要求如下：

1）锅炉与建筑物或墙面之间的净距，应满足操作、检修和布置辅助设施的需要，并应符合以下要求：

a. 炉前净距：蒸汽锅炉 6～20t/h，不小于 4.0m；蒸汽锅炉 35～70t/h，不小于 5.0m。

b. 锅炉侧面和后面的通道净距：蒸汽锅炉 6～20t/h，不小于 1.5m；蒸汽锅炉 35～70t/h，不小于 1.8m。

2）送、引风机和水泵等设备的通道尺寸应满足设备操作和检修的需要，并且不应小于 0.8m。

3）汽水集配器、水箱等设备前应考虑有供操作、检修的空间，其通道宽度不小于 1.2m。

4）管道沿墙和柱敷设，布置时大管在内，小管在外；保温管在内，非保温管在外。管道布置不应妨碍门、窗的启闭与影响室内采光。

5）辅助锅炉烟囱的高度应满足环保规定。烟囱可分为钢烟囱（简易支撑型）、砖烟囱和钢筋混凝土烟囱，钢烟囱（简易支撑型）不超过 30m，砖烟囱不超过 60m，一般 60m 以上的用钢筋混凝土烟囱。具体的计算方法及要求可按 GB/T 3840《制定地方大气污染物排放标准的技术方法》中的相关规定执行。

（3）燃煤辅助锅炉房布置与安装常见方案如下：燃煤辅助锅炉应室内布置或锅炉本体全封闭的方式。每个电厂按 2 台辅助锅炉配置。

燃煤辅助锅炉房室内布置常见的布置图如图 32-1～图 32-3 所示。该布置中燃煤提升设备采用的是圆环链斗式提升机，对于采用输煤栈桥方式提升燃煤的方案，仅输煤部分的布置有差异，其他布置基本相同。

锅炉本体全紧身封闭的方式布置格局与室内布置基本相同，除氧煤仓间和水处理间仍采用室内布置，燃煤锅炉及其他辅机露天布置，锅炉本体采用全紧身封闭。

三、设备明细

燃煤辅助锅炉系统主要的设备：辅助锅炉、输煤设备、给水泵、送风机、引风机、除灰渣设备、除尘装置和脱硫装置。

四、主要技术规范

（一）参数要求

向辅助锅炉制造厂提供的设计输入数据主要包括：辅助锅炉流量、温度、压力、型式以及台数；燃料参数；辅助锅炉给水品质和温度；当地的气象条件和地质条件。

（二）性能保证要求

以下性能保证应由设备制造厂提出。

（1）锅炉额定出力________t/h。

（2）额定工况下蒸汽压力________MPa。

（3）额定工况下蒸汽温度________℃。

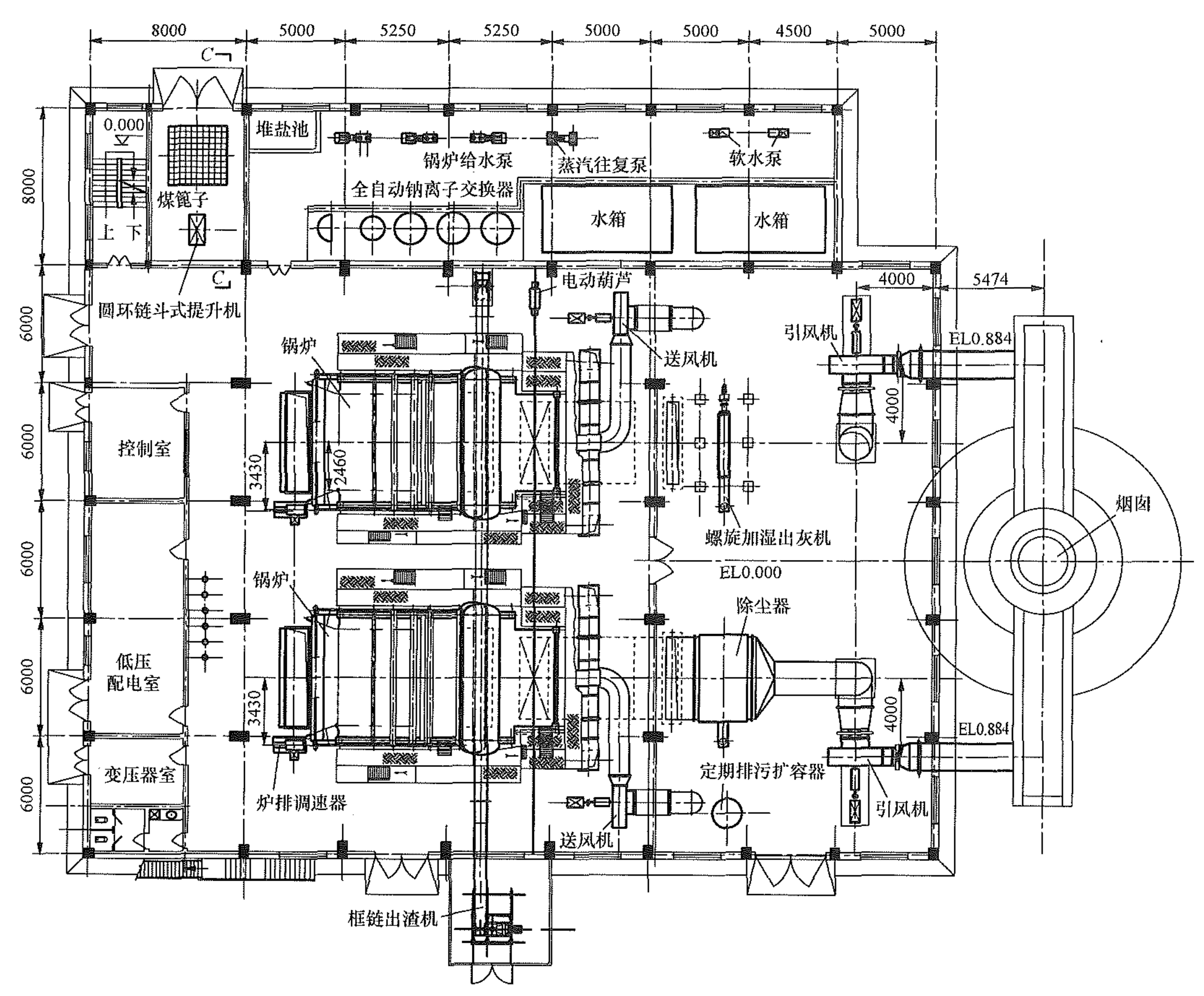


图 32-1 35t/h 燃煤辅助锅炉房平面布置图

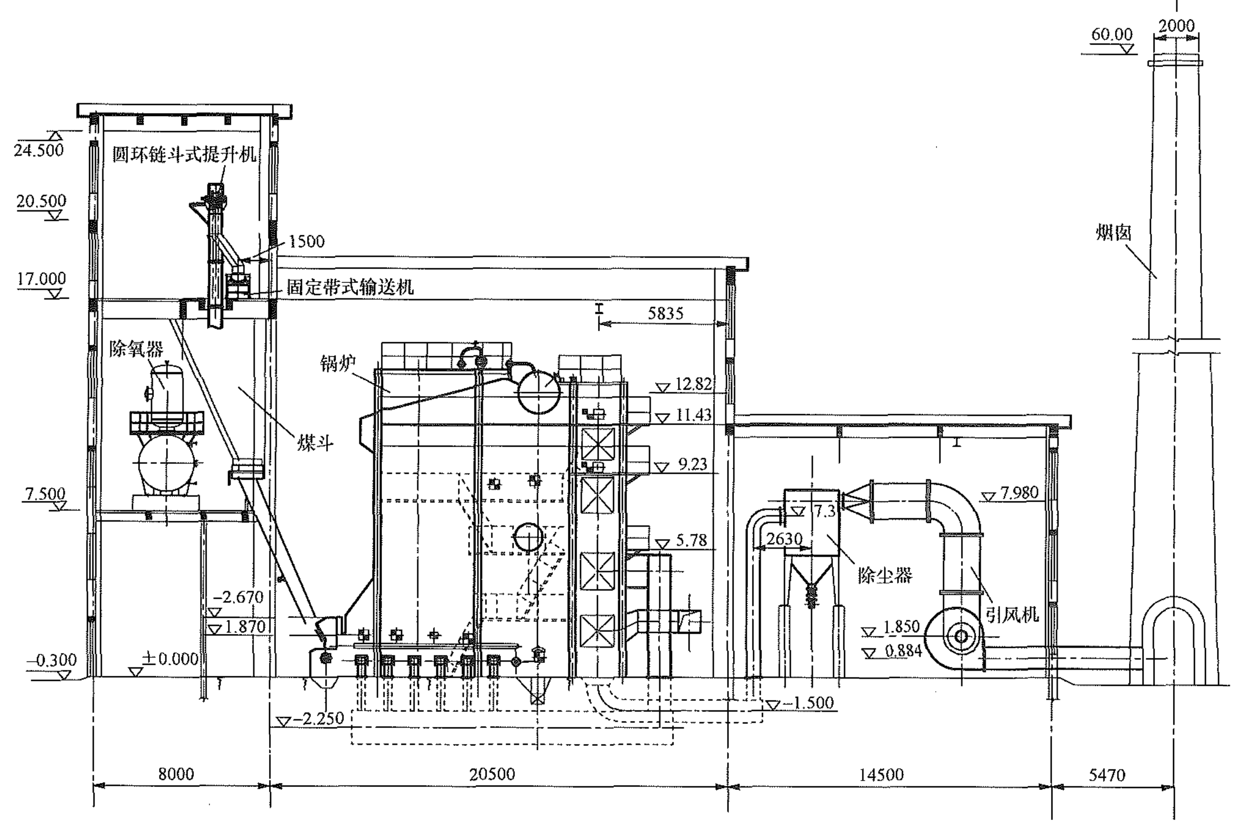


图 32-2 35t/h 燃煤辅助锅炉房剖面布置图

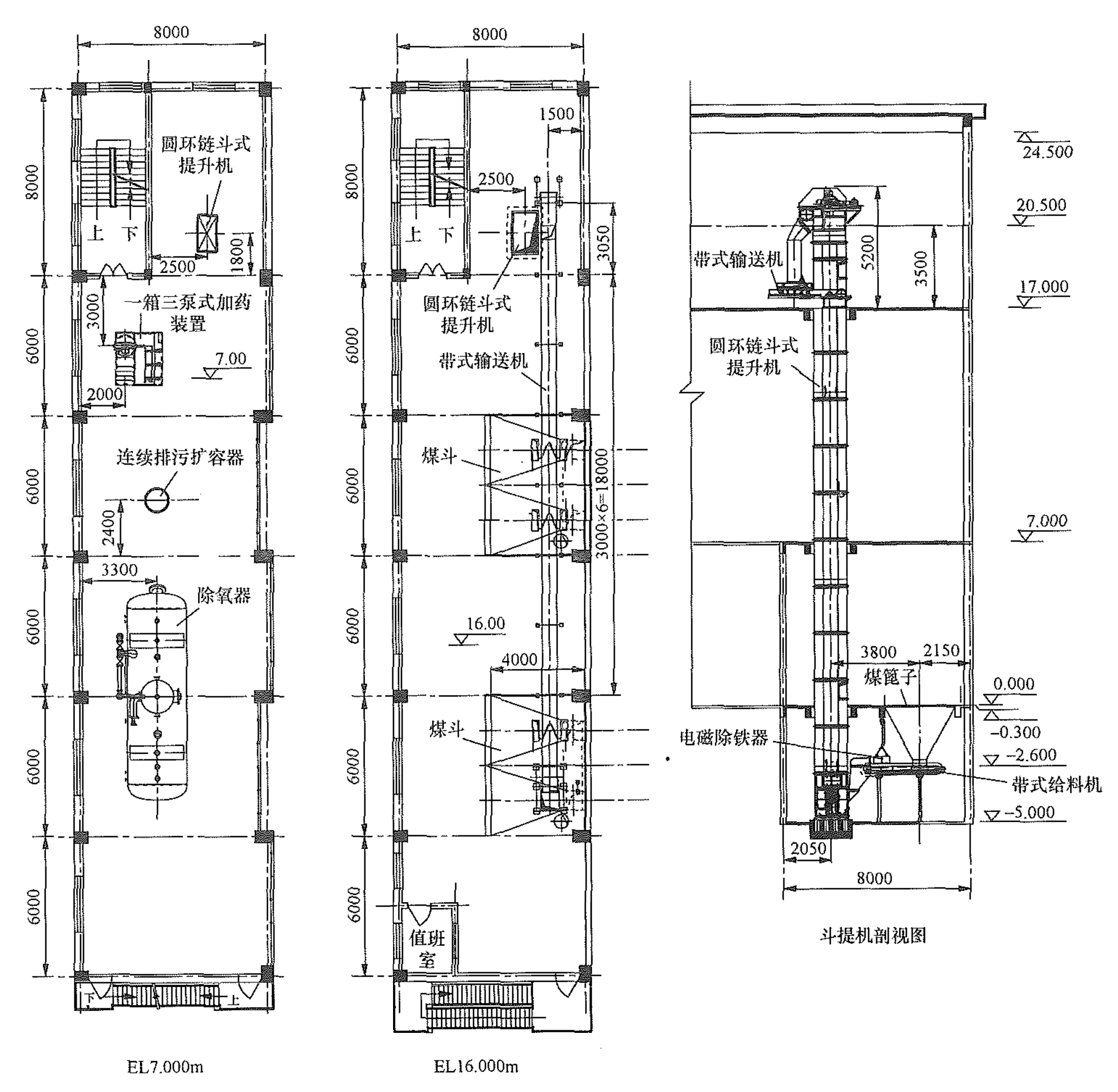


图 32-3　35t/h 燃煤辅助锅炉房除氧间 7m 层、16m 层平面及斗提机剖面布置图

（4）锅炉保证效率________%。

（5）锅炉本体漏风率________%。

（6）配套辅机总功率________kW。

（7）噪声________dB。

（三）主要技术要求

（1）辅助锅炉特点是启停频繁，负荷变化大，启动时间要求短，停炉保养时间长，能随时启动并安全运行。

（2）锅炉结构上要求能将炉水完全排尽，并设有停炉保护的措施。

（3）锅炉运行方式：能在额定出力以内各种负荷下稳定运行，并有良好的调节和快速启停特性。

（4）锅炉运行在 50%～100%额定负荷下，过热汽温能达到________℃，汽压能达到________MPa（g），且能长期稳定燃烧。过热汽温调节采用表面式减温系统。

（5）锅炉水冷壁采用密封焊结构，尽可能采用膜式水冷壁，炉管穿顶或墙处应有良好的隔热密封。

（6）炉膛设计结构强度（含炉墙、刚性梁、炉顶密封及水冷壁连接件）应能承受不低于 5227Pa 的压力。锅炉外护板采用压型彩钢板。

（7）锅炉受压元件强度应按 GB 9222《水管锅炉受压元件强度计算》设计，所有各部件均应有足够的强度、刚度、耐疲劳性、耐腐蚀性及规定的使用寿命，对于易磨损的零件保证在使用期内摩擦面的磨损量在规定允许的范围内。

（8）锅炉平台步道应有足够的强度和刚度，一般平台允许荷载不低于 2.5kN/m^2，检修平台的允许荷载不低于 4kN/m^2，扶梯的活荷载为 2kN/m^2。扶梯斜度不大于 50°。平台扶梯的设置应能满足运行、维护的要求。

（9）锅炉汽包、过热器出口集箱处均应装设安全阀，安全阀的总排汽量，应大于锅炉最大连续蒸发量。安全阀的形式为全启弹簧式，并有提升把手和防止随便拧动调正螺母的装置。安全阀的排汽管应有足够的通流面积，以减少阻力，保证排汽管畅通，安全阀排汽管最低点有接至地面的疏水管。安全阀在工厂进行试验、调整，并密封好，安全阀的设定压力在现场可

调，安全阀的回座压差即开启压力和回座压力之差为开启压力的4%～7%，最大不超过10%。

（10）汽包应装设连续排污装置，排污水经节流后直接进入定排扩容器，不另设连排扩容器。锅炉的连续排污分别独立地直接进入定期排污扩容器。

（11）为保证定期排污效果，联箱（集箱）上设两个以上排污点，汇集后进入定排扩容器。

（12）过热器出口集箱应装设点火排汽管，并串联2只电动阀门（能远方操作），排汽管出口应装设消声器。

（13）汽包和集箱上应装有必要的疏水和排空气管，并留有加药，充氮气保护，自用蒸汽及仪表管等的接口。

（14）所有排污、疏水、放气、加药、充氮气、取样、仪表管及过热器反冲洗管道等，每根管道上均串联2只阀门。

（15）锅炉水位计的指示清晰可见，准确可靠，在运行期间允许的偏差小于±20mm，水位计的安装位置便于观察和维护，汽包上应装有2套可靠的就地水位计、2套电接点水位计和2套水位变送器。

（16）锅炉范围内所有阀门风门应能方便就地操作。

（17）锅炉主蒸汽系统、高低压给水系统采用母管制系统，锅炉进水阀、出口蒸汽阀应采用电动隔离阀门，并能实现远方操作。

（18）锅炉范围内管道及管道零件（弯头、三通、堵头、法兰等），应在工厂内加工好以后交货。

（19）汽水取样装置的采样范围包括饱和蒸汽、主蒸汽、炉水及给水等，汽水取样装置采用集中布置。

（20）锅炉应设置必要的看火孔、检修人孔和防爆门，其中看火孔及检修人孔应能严密关闭。

（21）锅炉应配置足够数量的吹灰器，吹灰蒸汽来自于锅炉自身汽。

（22）锅炉如装有管式空气预热器，要求每级漏风系数不大于0.03。

（23）锅炉及附属设备应采取可靠的降噪声措施，使锅炉正常运行时噪声不大于85dB（A）。

（24）锅炉及其附属设备和系统管道，凡外表面温度超过50℃的部件均应有保温层，对于锅炉炉墙，当周围环境温度为25℃时，保温层表面最高温度不超过50℃，对于锅炉附属设备和系统管道，当周围环境温度不超过27℃时，保温层表面最高温度不超过50℃。

（25）定期排污扩容器应能承受锅炉正常定期排污量+锅炉连续排污量，定期排污扩容器内应有减压和喷水降温装置，定期排污扩容器排水温度不得大于65℃。定期排污扩容器排水排向机组排水槽。定期排污扩容器的排汽管上应设置汽水分离器，排汽口不得吹向设备和行人。

（26）锅炉设计、制造、验收均符合TSG G0001《蒸汽锅炉安全技术监察规程》、JB/T 10094《工业锅炉通用技术条件》、GB 9222《水管锅炉受压元件强度计算》的相关要求。

（27）锅炉启停次数不小于10000次。

（28）锅炉应按JB/T 1612—1994《锅炉水压试验技术条件》的要求进行水压试验。

第三节 燃油、燃气辅助锅炉及其辅机设备

一、系统

1. 流程

（1）汽水系统：一般不采用燃油、燃气辅助锅炉供暖，燃油、燃气辅助锅炉仅在机组启动时投运，此时化水系统已投入运行。燃油、燃气辅助锅炉汽水系统常规流程如下：

化学补给水→给水箱→给水泵→锅炉→厂区辅助蒸汽
↗
加药装置

（2）燃料系统：

1）燃油辅助锅炉：供油母管（与机组锅炉燃油系统共用）→供油管道→锅炉→回油管道→回油母管（与机组锅炉燃油系统共用）或直接回油罐。

2）燃气辅助锅炉：供气管道→锅炉。

（3）烟风系统：送风机→锅炉→引风机（若需要）→烟囱。

2. 系统设计基本要求

（1）辅助锅炉配置的辅机，如给水泵、送风机等，单台配置，不考虑设置备用辅机。

（2）对于燃油辅助锅炉，其供、回油管道可从全厂燃油系统的供、回油管道接入。如机组锅炉采用进油调节，全厂燃油系统回油管道压力比较高时，燃油辅助锅炉回油可直接接至油罐。

（3）辅助锅炉油燃烧器运行压力与全厂燃油系统运行压力一致或低于该压力。辅助锅炉油燃烧器运行压力较低时应在供油管道上设置调节阀。

（4）辅助锅炉只在机组启动时运行，可不配置除氧设备，工程需要时也可配备除氧设备。

（5）当辅助锅炉设备在非运行阶段采取充气保养措施时，需增设受热面充氮系统，停运时在受热面内充入氮气。

（6）其他专业的相关要求如下：

1）对仪表及控制有以下基本要求：

a. 辅助锅炉系统控制不纳入DCS，可在辅助锅炉

房就地设置控制室。

b. 采用 PLC 全自动控制，PLC 为单机配置，不采用冗余配置。

2）对化水专业有以下基本要求：

a. 应将除盐水或软化水接至辅助锅炉给水箱进口分界线处。

b. 根据辅助锅炉对水质的要求设置加药装置。

c. 根据需要设置汽、水取样装置。

3）对水工专业的要求：

a. 要求接入一路工业水提供辅机冷却水、取样装置冷却水和排污池冷却水。

b. 定排排污池的排水、给水箱的溢放水等排入排污池，由水工专业考虑排出。

二、布置与安装方案

1. 辅助锅炉房布置与安装设计原则

（1）辅助锅炉房布置与安装设计应确保系统安全、可靠地运行，并提供一定的检修条件。

（2）在非采暖区及过渡区，燃油、燃气辅助锅炉房可采用露天布置的方式。

（3）辅助锅炉为短时间或阶段性运行设备，辅助锅炉区域无需配置办公室、检修间、仪表校验间、化验间和生活间等生产辅助车间。

2. 辅助锅炉房布置与安装

（1）露天布置辅助锅炉布置与安装要求如下：

1）辅助锅炉应选用适合露天布置的产品。

2）辅助锅炉本体上的测量、控制仪表和管道、阀门附件等应有防雨、防风、防冻和防腐等措施。

3）辅助锅炉的各类室外布置辅机设备、辅助设施应有防雨、防风、防冻和防腐等措施。

4）控制、电气设备应布置在室内。

（2）室内布置辅助锅炉布置与安装要求如下：

1）常规单层布置锅炉房的出入口不应少于 2 个；当炉前走道总长度不大于 12m，且面积不大于 200m^2 时，其出入口可只设 1 个。多层布置锅炉房各层的出入口不应少于 2 个。楼层上的出入口，应有通向地面的安全梯。

2）锅炉房通向室外的门应向外开启，锅炉房内工作间直通锅炉间的门应向锅炉间方向开启。

3）锅炉需就地操作位置的净空和通道的净空高度不应小于 2m。在汽包、省煤器及其他发热部位的上方，当不需操作和通行时，其净空高度可为 0.7m。

（3）布置与安装通用要求如下：

1）锅炉与建筑物或墙面之间的净距，应满足操作、检修和布置辅助设施的需要，并应符合以下要求：

a. 炉前净距：蒸汽锅炉 6～20t/h，不小于 4.0m；蒸汽锅炉 35～70t/h，不小于 5.0m。

b. 锅炉侧面和后面的通道净距：蒸汽锅炉 6～20t/h，不小于 1.5m；蒸汽锅炉 35～70t/h，不小于 1.8m。

2）送、引风机和水泵等设备的通道尺寸应满足设备操作和检修的需要，并且不应小于 0.8m。

3）汽水集配器、水箱等设备前应考虑有供操作、检修的空间，其通道宽度不小于 1.2m。

4）管道沿墙和柱敷设，布置时大管在内，小管在外；保温管在内，非保温管在外。管道布置不应妨碍门、窗的启闭与影响室内采光。

5）辅助锅炉烟囱的高度应满足环保规定。烟囱可分为钢烟囱（简易支撑型）、砖烟囱和钢筋混凝土烟囱，钢烟囱（简易支撑型）不超过 30m，砖烟囱不超过 60m，一般 60m 以上的用钢筋混凝土烟囱。

6）燃油辅助锅炉房中燃油管道的安装应按 DL/T 5204《发电厂油气管道设计规程》中的相关要求执行。

7）燃气辅助锅炉房中燃气管道的安装应按 GB6222《工业企业煤气安全规程》中的相关要求执行。

（4）辅助锅炉房布置与安装常见方案。燃油、燃气辅助锅炉房的布置基本上是相同的，每个电厂按单台辅助锅炉配置。

当电厂所在地气候条件较好时，燃油、燃气辅助锅炉房可露天布置，但电气配电设备及控制设备室内布置。

图 32-4、图 32-5 为一台 20t/h 燃油、燃气辅助锅炉房露天布置方案，其中仅电控室为室内布置，其他锅炉及辅机设备均为室外布置。

图 32-6 及图 32-7 为一台 40t/h 燃油、燃气辅助锅炉房露天布置的常见的布置方案，除了电控室为室内布置外，给水泵、送风机和加药装置等主要辅机也为室内布置。

燃油、燃气辅助锅炉房也可采用室内布置。35t/h 燃油、燃气辅助锅炉房室内布置的常见的布置方案如图 32-8、图 32-9 所示。

三、设备明细

燃油、燃气辅助锅炉系统主要的设备：辅助锅炉、给水泵、送风机、引风机（如需要）。

四、主要技术规范

燃油、燃气辅助锅炉的主要技术规范与燃煤辅助锅炉相同。区别在于燃烧器，燃油辅助锅炉是油燃烧器，燃气辅助锅炉是气燃烧器。

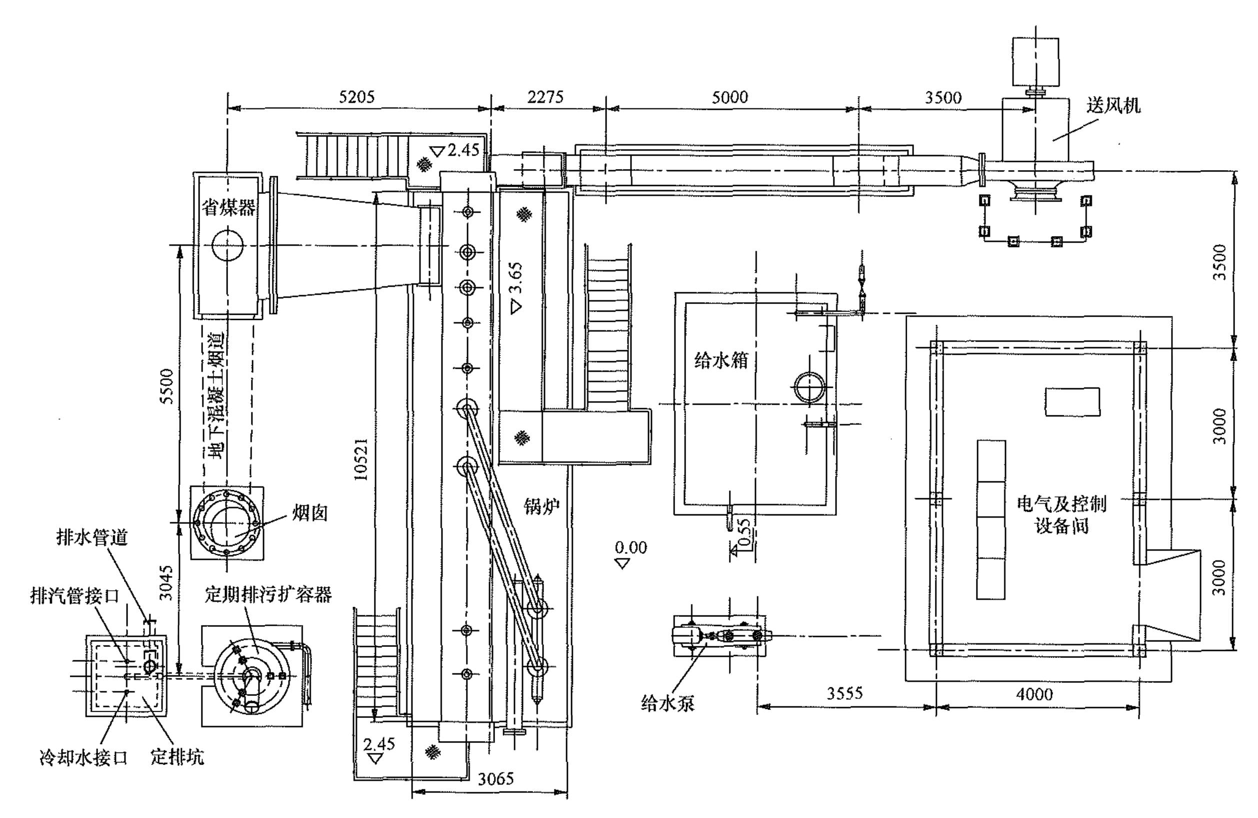


图 32-4 20t/h 燃油、燃气辅助锅炉房平面布置图（露天布置方案）

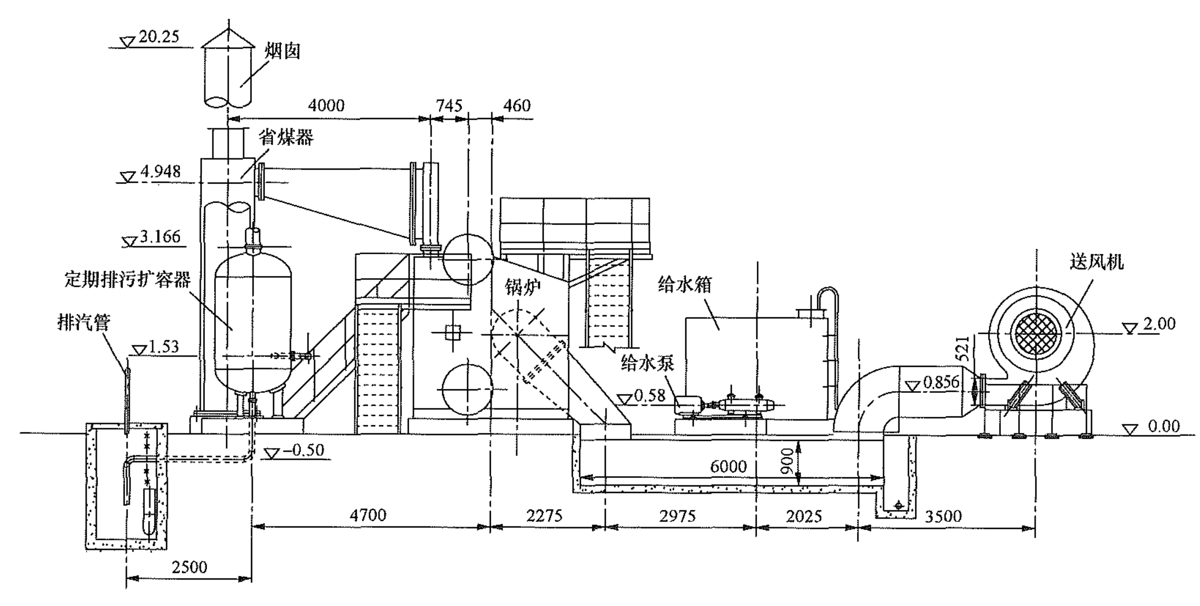


图 32-5 20t/h 燃油、燃气辅助锅炉房剖面布置图（露天布置方案）

接厂区辅助蒸汽管道
给水泵
4651
给水箱
3800
2300
1400
工业水沟
3400
定排扩容器
6000
接化学除盐水
化水室
加药装置
加药装置
0.00
配电及控制室
10279
锅炉
锅炉中心线
2000
0.00
省煤器
烟囱
送风机
空压机
6000
4010
1650
1200
3018
设计院定
2100
3900
2400
4131

图 32-6　40t/h 燃油、燃气辅助锅炉房平面布置图（露天布置方案）

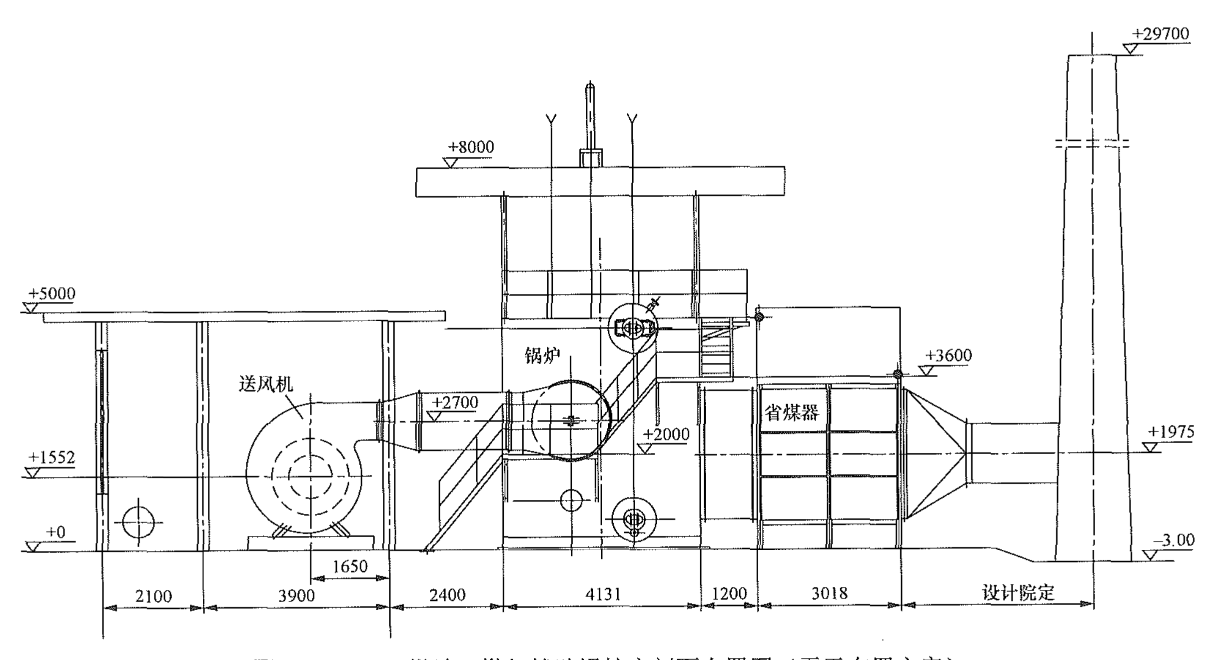


图 32-7　40t/h 燃油、燃气辅助锅炉房剖面布置图（露天布置方案）

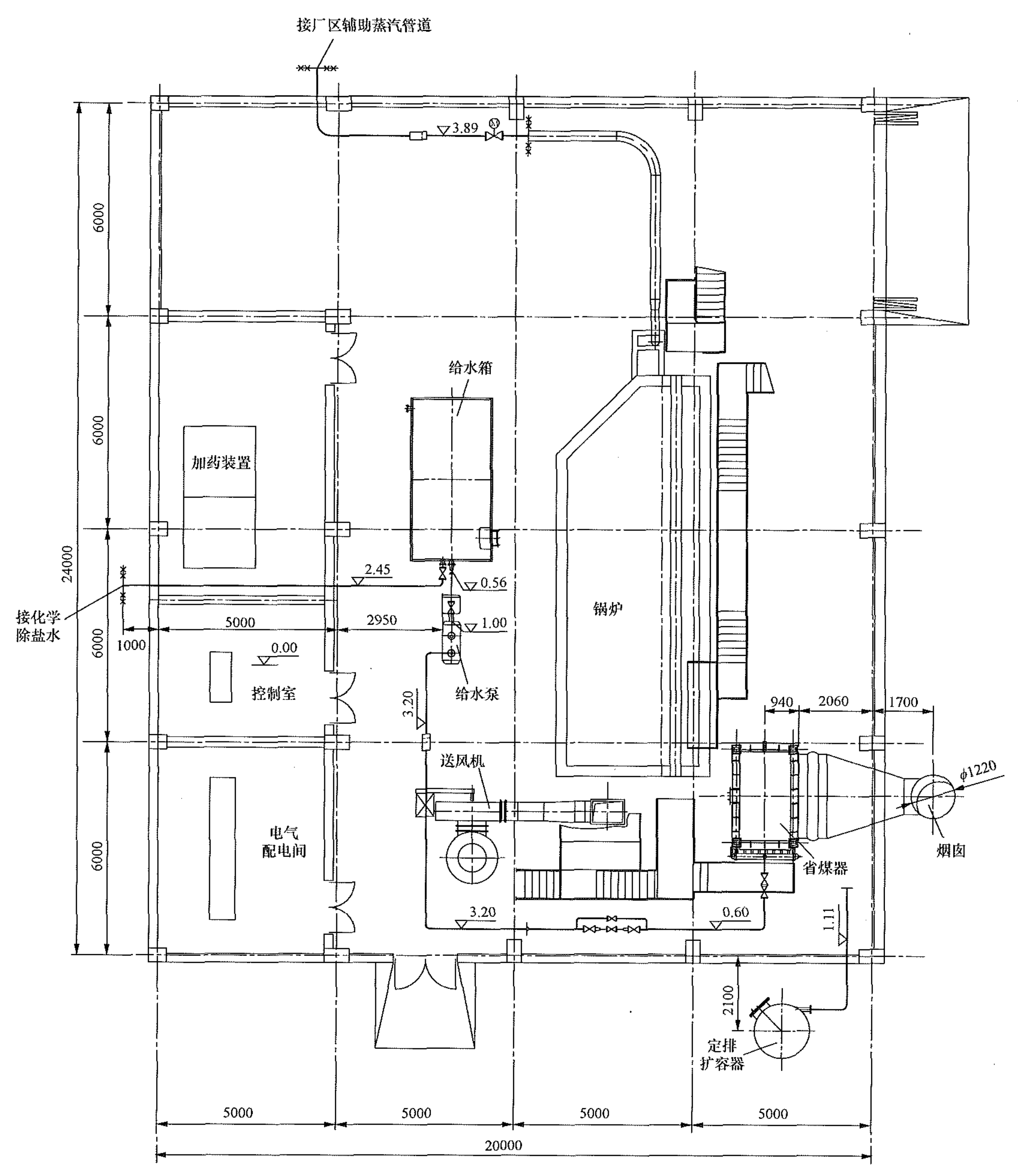


图 32-8 35t/h 燃油、燃气辅助锅炉房平面布置图（室内布置方案）

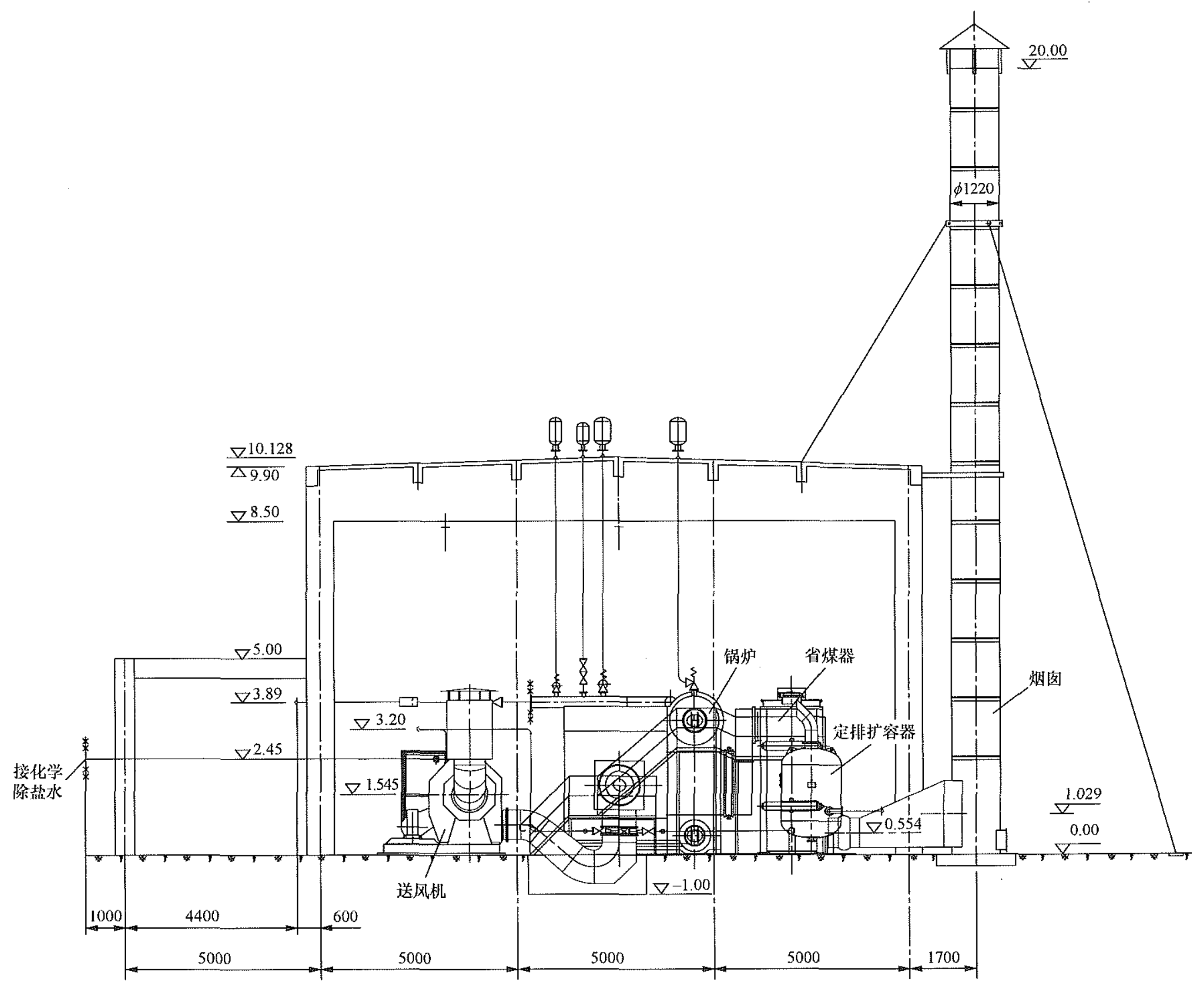


图 32-9　35t/h 燃油、燃气辅助锅炉房平面布置图（室内布置方案）

第三十三章

空 气 压 缩 机

空气压缩机是指将原动机（通常是电动机）的机械能转换成空气压力能的机械设备，是压缩空气的气压发生装置。空气压缩机工作过程为将空气从大气吸入并压缩至一定压力后排出。空气压缩机主要在气动及气动控制、气驱以及参与化学反应需要等场合使用。空气压缩机一般分为容积式空气压缩机和动力式空气压缩机，常见的螺杆式空气压缩机属于容积式空气压缩机，离心式空气压缩机属于动力式空气压缩机。

第一节　螺杆式空气压缩机

一、工作原理

螺杆空气压缩机按结构分为单螺杆压缩机和双螺杆压缩机。单螺杆压缩机又称蜗杆式，压缩机由一个螺杆转子和两个与螺杆转子垂直的行星齿装在机壳内构成。螺杆槽、机壳和星轮齿面构成封闭的容积，运转时，动力传到螺杆轴上，由螺杆带动星轮齿在螺槽内相对移动，封闭的齿间容积发生变化，相应的气体由吸气阀进入螺杆齿槽空间，经压缩后从壳体上的排气口排出。单螺杆压缩机原理如图 33-1 所示。

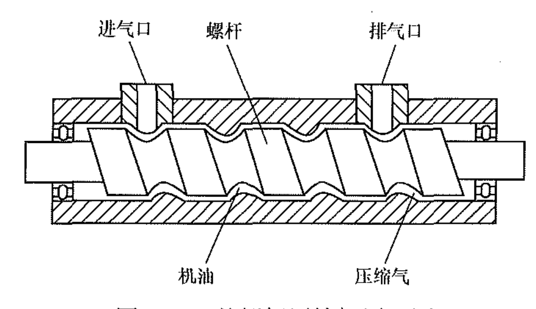


图 33-1　单螺杆压缩机原理图

双螺杆空气压缩机在机体内有一对平行布置、相互啮合的转子组成。节圆外具有突齿的为阳转子，节圆内有凹齿的为阴转子。工作时，一个转子按顺时针转动，另一个转子按逆时针转动。阳转子与原动机连接带动阴转子转动，当转子的凹槽与气缸内壁形成的工作容积逐渐减小，气体的压力逐渐提高，利用两螺杆表面上所具有的螺旋凹凸形的气道与气缸内壁间形成的容积逐渐变化来实现气体的吸入、压缩和排出。双螺杆压缩机原理如图 33-2 所示。单、双螺杆特性比较表见表 33-1 所示。

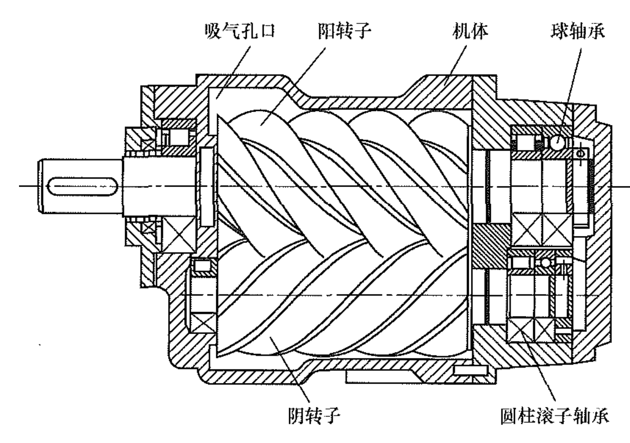


图 33-2　双螺杆压缩机原理图

表 33-1　单、双螺杆特性比较表

比较内容	单螺杆压缩机	双螺杆压缩机
螺杆转速	转速较低，主机与电动机直练或加带轮	转速较高，一般主机内装有加速齿轮
噪声、振动	力平衡性好、振动小、噪声低，一般比双螺杆低 10～15dB（A）	力平衡性差，振动较大，噪声较大
效率	直连比功率 5.9～6.4kW/（m^3·min^{-1}）	高速（3000～7000r/min）时效率高，加增速齿轮比功率 6.0～6.6kW/（m^3·min）
维护性	维护量小，星轮会磨损，现场维护方便	维护量小，轴承受载较大，主机需专门场所装配、调整
排气量	连续排气稳定，但随着星轮磨损，啮合精度下降，容易导致排气量衰减	连续排气稳定，转子在运动中没有摩擦，排气量不衰减
含油量	喷油螺杆不大于 $3mg/m^3$，无油螺杆为 0	

一般螺杆式空气压缩机主要有水冷式和风冷式两种冷却方法，水冷式冷却方式就是利用冷却水的流动性及温差使空气压缩机设备的温度保持在一定范围内，风冷式冷却方式就是利用空气的流动性带走热量，使螺杆式空气压缩机始终保持在适合的温度范围内。

螺杆式空气压缩机排气含油量是指单位体积的压缩空气中所含的油（包括油滴、悬浮粒子、油蒸气）的质量，换算到绝对压力 0.1MPa、温度 20℃和相对湿度 65%大气条件下的值。根据 GB 4830《工业自动化仪表　气源压力范围和质量》中的有关规定：仪用压缩空气油分含量：25℃，一个大气压状态下，小于 10mg/m^3。厂用压缩空气油分含量：25℃，一个大气压状态下，小于 12mg/m^3。

二、结构特点

（1）电气部分：电动机、控制系统、操作面板。

（2）压缩机部分：主机头、进气控制器、单向阀、断油阀、最小压力阀、电磁阀。

（3）冷却器部分：当采用风冷时主要部件包括冷却风扇、油气冷却器，当采用水冷时，主要部件包括油冷却器、空气冷却器、温控阀。

螺杆空气压缩机安装方便、产气平稳、维护简便，能自动维持在设定压力，在中小排气量（单台 60m^3/min 以内）得到广泛应用。选择螺杆空气压缩机可以从以下三方面考虑：

（1）从技术上来比较，双螺杆技术更成熟，精度高，价格也较高。

（2）从实际使用情况比较，单螺杆和双螺杆稳定性都较好，双螺杆维护较困难。

（3）从产气效率和质量上比较，单螺杆因星轮会磨损导致效率下降，效率较低。

双螺杆的阴阳转子在转动中不摩擦，效率较高，但运转中的微小间隙在基础不平稳的环境下无法保证，因此船舶、潜艇上只能使用单螺杆压缩机。

三、性能参数

螺杆空气压缩机的额定排气压力、公称容积流量及配用的驱动电动机功率应符合表 33-2 的规定。

表 33-2　　螺杆空气压缩机性能参数表

驱动电动机功率（kW）	额定排气压力（MPa）							
	0.3（0.5）		0.7（0.8）		1.0		1.25	
	公称容积流量（m^3/min）							
	水冷	风冷	水冷	风冷	水冷	风冷	水冷	风冷
2.2	—	0.39（0.33）	—	0.29（0.27）	—	0.24	—	0.21
3	—	0.53（0.45）	—	0.39（0.37）	—	0.33	—	0.29
4	—	0.71（0.60）	—	0.52（0.49）	—	0.44	—	0.38
5.5	—	0.98（0.80）	—	0.68（0.64）	—	0.58	—	0.50
7.5	1.47（1.25）	1.38（1.17）	0.99（0.92）	0.95（0.88）	0.83	0.80	0.73	0.70
11	2.06（1.70）	1.94（1.60）	1.40（1.33）	1.33（1.25）	1.18	1.10	1.05	1.00
15	3.09（2.60）	2.81（2.45）	2.05（1.94）	1.95（1.81）	1.67	1.60	1.49	1.41
18.5	3.85（3.24）	3.47（3.00）	2.59（2.45）	2.42（2.30）	2.10	2.00	1.82	1.73
22	4.56（3.60）	4.30（3.40）	3.13（2.94）	2.98（2.80）	2.55	2.45	2.27	2.16
30	6.44（5.45）	5.87（5.08）	4.35（4.05）	4.10（3.80）	3.50	3.30	3.08	2.92
37	7.95（6.72）	7.23（6.27）	5.32（4.96）	5.05（4.75）	4.30	4.15	3.78	3.60
45	9.78（8.18）	8.80（7.62）	6.50（6.05）	6.20（5.70）	5.20	5.03	4.70	4.45
55	12.0（10.0）	11.2（10.0）	8.55（7.56）	8.00（7.30）	6.63	6.35	5.83	5.52
（63）	14.0（11.5）	13.0（11.2）	9.50（8.85）	9.10（8.40）	7.60	7.15	6.70	6.37
75	16.4（14.2）	15.7（14.2）	11.3（10.4）	10.7（9.97）	9.00	8.53	8.10	7.60
90	18.0（16.8）	18.0（16.5）	13.3（12.5）	12.8（12.0）	10.90	10.30	9.64	9.13
110	24.0（21.0）	22.4（20.0）	17.0（15.9）	16.2（15.0）	13.50	13.00	11.80	11.30
132	28.5（25.0）	28.3（23.5）	20.3（19.0）	19.4（18.0）	16.20	15.30	14.40	13.80

续表

驱动电动机功率（kW）	额定排气压力（MPa）							
	0.3（0.5）		0.7（0.8）		1.0		1.25	
	公称容积流量（m³/min）							
	水冷	风冷	水冷	风冷	水冷	风冷	水冷	风冷
160	34.5（30.2）	34.5（29.5）	24.8（23.0）	23.7（22.0）	19.50	18.70	17.20	16.60
200	48.5（39.0）	46.5（37.0）	32.3（29.5）	31.2（28.2）	25.30	24.00	22.70	21.20
250	60.0（48.0）	58.0（46.0）	40.0（37.0）	38.5（35.3）	32.00	30.00	28.50	26.50
315	75.5（64.0）	73.0（61.0）	50.0（46.5）	48.3（44.7）	40.00	37.90	36.00	33.80
355	88.5（74.5）	—	59.5（53.5）	—	45.00	—	40.00	—
400	100.0（84.2）	—	66.8（60.2）	—	50.50	—	45.00	—
450	112.5（94.5）	—	76.0（68.5）	—	56.50	—	51.50	—
500	125（105）	—	84.0（76.0）	—	64.0	—	57.5	—
560	140.0（117.5）	—	93.5（84.0）	—	70.0	—	63.0	—
630	157.5（132.5）	—	110.0（100.0）	—	81.0	—	74.0	—

注 1. 表中驱动电动机功率为电动机服务系数为1.0时的功率值。
2. 风冷机风扇不由主电动机驱动时，公称容积流量按水冷机参数选取。
3. 驱动电动机功率和额定排气压力偏离表中规定值时，其公称容积流量值可用插入法确定。
4. 括号内驱动电动机功率值为非优先选用值。

四、主要技术规范

1. 基本规格和容量

螺杆式空气压缩机基本参数表见表33-3，由招标方根据工程需要填写。

表33-3　空气压缩机基本参数表

序号	名称	单位	技术参数	备注
1	系统需要容积流量（标准状态）	m³/min		现场吸气参数折算到标准状态的吸气量
2	进气压力（绝对压力）	MPa		
3	环境温度	℃		平均气温
4	排气压力（表压）	MPa		
5	冷却方式			

2. 性能要求

由当空气压缩机后冷却器进口冷却水温________℃、空气压缩机进空气温度不高于40℃、排气压力（表压）不低于________MPa时，空气压缩机出力（标态）不应小于________m³/min，油气分离器应保证空压机出口空气中的含油量控制在1mg/m³以下，气体含尘颗粒直径不应大于________μm，出口空气在排气压力下的露点不应高于________℃（空白部分招标方根据工程需要填写）。

空气压缩机入口应装设高效率的空气滤清器或组合式消声过滤器，并保证空气通过过滤器的最大流速不大于1.0m/s，压力损失不大于100Pa。

在环境温度不超过40℃、冷却水进水温度不超过38℃的情况下，应保证空气压缩机能正常运行。空气压缩机润滑油的回油温度不超过70℃。

空压机的传动装置应平稳可靠，如采用齿轮传动，则传动齿轮应采用硬齿面齿轮，其使用寿命应大于30年。若使用皮带传动，保证皮带使用寿命大于1.5万h。

螺杆式空气压缩机的阴、阳转子应通过专用机具精加工而成，具有较高的配合精度和容积效率。卖方应在技术协议中详细说明阴、阳转子的材质、加工工艺和齿型配合特点。

空气压缩机的油气筒上应装有油位指示计、泄油阀、安全阀、泄放阀、压力维持阀、控制阀、压力表等。安全装置应符合TSG 21《固定式压力容器安全技术监察规程》的有关规定并配置法兰等附件。安全阀的起跳压力在出厂前应整定好，卖方应提供安全阀的整定值和安全阀校验报告、使用合格证。安全阀的整定压力值应既能满足机组的设计参数，又能保证机组安全运行。

为保证空气压缩机安全、可靠运行，应具有控制

排气温度、机组振动及防止空气压缩机转子反转等的措施。

水分离器下方调节阀后，装设自动泄水器，自动排出水分离器内所聚之冷凝水。

空气压缩机应采取隔声、消声、吸声等降低噪声的措施，使机壳外1m处噪声小于80dB（A）。

空气压缩机润滑液应能达到8000h使用寿命。

空气压缩机必须有一条接地线至地上，防止因漏电而造成危险。空气压缩机应防止漏水、漏气、漏油。

空气压缩机轴承寿命不小于50000h，主机寿命30年。

螺杆式空气压缩机及其辅助设备具有就地、远程和多台机组联锁控制功能。

螺杆空气压缩机应能自动加载、卸载和自动停车，自动启动。

空气压缩机的压缩空气油气分离器上设置安全阀，安全阀的起跳压力在出厂前应整定好，卖方应提供安全阀的整定值。安全阀的整定压力值应既能满足机组的设计参数，又能保证机组安全运行。安全阀的选择应符合TSG 21《固定式压力容器安全技术监察规程》的有关规定。

3. 结构要求/系统配置要求

设备加工必须符合国家相关标准及行业标准，同时必须遵循国际相关标准。所有空气压缩机系统内部的管路、容器、冷却器应保证不泄漏，在出厂前应做水压试验。

空气压缩机及其辅助设备的气、油、水管路应集装在一个公共底座上，空气压缩机为整体集装式结构，外设美观的隔声罩壳，罩壳外表面应设有就地控制面板，可对设备的监视和控制。

支承空气压缩机主机阴、阳转子的滚动轴承的设计应能承受气体的径向力和轴向力。

电动机与压缩机之间的传动可采用联轴器式齿轮传动，轴承座、齿轮均应由高强度的材料制成。当采用皮带传动时，应保证传动的平稳可靠，且具有皮带的自动张紧装置。

第二节　离心式空气压缩机

一、工作原理

离心式空气压缩机属于速度式压缩机，由叶轮带动气体做高速旋转，使气体产生离心力，由于气体在叶轮里的扩压流动，从而使气体通过叶轮后的流速和压力得到提高，连续地生产出压缩空气。

运行时大气经过空气过滤器后，经由计算机控制的进气阀进入第一段压缩机作初次压缩。第一段压缩后，空气经由管路被送到中间冷却器冷却，并将冷却所凝结下来的冷凝水分离出来，空气被压缩两次或多次才达到所需的压力。

二、结构特点

整套离心式压缩机组是由电气、机械、润滑、冷却、控制等部分组成的一个系统。虽然由于输送的介质、压力和输气量的不同，而有许多种规格、型式和结构，但组成的基本元件大致是相同的，主要由转子、定子、和辅助设备等部件组成。

（一）离心式压缩机的转子

转子是离心式压缩机的关键部件，它高速旋转。转子是由叶轮、主轴、平衡盘、推力盘等部件组成。

（二）叶轮

叶轮也叫工作轮，是离心式压缩机的一个重要部件，气体在工作路轮中流动，其压力、流速都增加，同时气体的温度也升高。叶轮是离心式压缩机对气体做功的唯一元件。

1. 叶轮型式

在结构上，叶轮有三种典型型式：

（1）闭式叶轮：由轮盘、轮盖、叶片三部分组成。

（2）半开式叶轮：无轮盖，只有轮盘、叶片。

（3）双面进气式叶轮：两套轮盖、两套叶片，共用一个轮盘。

2. 叶轮的结构

叶轮的结构以叶片的弯曲形式来分：

（1）前弯叶片式叶轮：叶片弯曲方向与叶轮的旋转方向相同。叶片出口角大于90°。

（2）后弯叶片式叶轮：叶片弯曲方向与叶轮的旋转方向相反，叶片出口角小于90°。

（3）径向叶片式叶轮：叶片出口方向与叶轮的半径方向一致，叶片出口角等于90°。

（三）主轴

主轴的作用就是支撑安装其上的旋转零部件（叶轮、平衡盘等）及传递扭矩。在设计轴确定尺寸时，不仅要考虑轴的强度问题，而且要仔细计算轴的临界转速。

所谓临界转速就是轴的转速等于轴的固有频率时的转速。

（四）平衡盘（推力盘）

在多级离心压缩机中，由于每级叶轮两侧的气体作用力不一致，就会使转子受到一个指向低压端的合力，称为轴向力。轴向力对于压缩机的正常运转是不利的，它使转子向一端窜动，甚至使转子与机壳相碰，发生事故。因此应设法平衡它，平衡盘就是利用它的两侧气体的压力差来平衡轴向力的零件。热套在主轴上，通常平衡盘只平衡一部分轴向力，剩余的轴向力

由止推轴承来承受。

推力盘是固定在主轴上的止推轴承中的一部分，它的作用就是将转子剩余的轴向力通过油膜作用在止推轴承上，同时还确定了转子与固定元件的位置。

(五)离心压缩机的定子

定子是压缩机的固定元件，由扩压器、弯道、回流器、蜗壳及机壳组成。

(六)扩压器

扩压器的功能主要是使从叶轮出来的具有较大动能的气流减速，把气体的动能有效地转化为压力能。

扩压器一般分为无叶扩压器、叶片扩压器、直壁式扩压器。

(七)弯道

其作用使气流转弯进入回流器，气流在转弯时略有加速。

(八)回流器

其作用使气流按所须方向均匀的进入下一级。

(九)蜗壳

其主要作用是把扩压器后面或叶轮后面的气体汇集起来，并把它们引出压缩机，流向输送管道或气体冷却器。此外，在会聚气体过程中，大多数情况下，由于蜗壳外径逐渐增大和流通面积的逐渐增大，也起到了一定的降速扩压作用。

(十)轴承

支撑轴承用于支撑转子使其高速旋转。止推轴承作用是承受剩余的轴向力。

三、性能参数

离心式空气压缩机在用气负荷稳定时工作稳定、可靠，具有以下优点：

(1) 结构紧凑、重量轻，排气量范围大。

(2) 易损件少，运转可靠、寿命长。

(3) 排气不受润滑油污染，供气品质高。

(4) 大排量时效率高，且有利于节能。

离心式空气压缩机的热力性能参数指标如下：

(1) 压缩机的进口容积容量。

(2) 压缩机的升压或压比。

(3) 压缩机的轴功率。

(4) 压缩机的效率。

(5) 压缩机的喘振极限。

四、主要技术规范

(1) 机组的布置应合理，以便为操作和维护提供足够的空间和安全通道。

(2) 离心空气压缩机的排气管上应装设止回阀和切断阀，空气压缩机与止回阀之间，必须设置放空管，放空管上应装设防喘振调节阀和消声器。

(3) 离心空气压缩机应设置高位油箱或其他能够保证机器惰转时供油的设施。

(4) 离心空气压缩机应设置进气调节控制系统，机组防喘振控制系统，排气稳压控制系统或稳流控制系统。

(5) 应根据给定气体组分核算比热、压缩性系数及其他压缩机设计所需的气体物性参数。

(6) 应保证所有规定工况下的性能（即流量和压头）及正常工况下的轴功率。

(7) 对于变转速压缩机，正常工况时的压头和流量应能在正常转速的+2%范围内得到满足，轴功率容差在+4%以内。对于恒速压缩机，在保证正常流量的同时，压头的容差应在4%～0之间，且轴功率容差在4%～0之间。

(8) 压缩机的压力-流量的性能曲线从额定点到喘振点应连续上升。

(9) 机壳的厚度应适合于规定的设计压力和试验压力，并考虑至少有3.2mm腐蚀裕度。

(10) 机壳的设计压力至少应等于最高吸入压力与跳闸转速时所有规定工况条件的最恶劣的组合条件下操作压缩机可能产生的最大升压之和，或等于买方规定的安全阀设定值。任何情况下，上述最高吸入压力不低于大气压。

(11) 对于低温条件操作的压缩机机壳的设计温度应低于预计的最低操作温度；其他场合使用的压缩机，机壳的设计温度不应低于预计的最高操作温度加10℃。

(12) 叶轮与轴的连接应采取键连接或过盈配合，任何转速下叶轮不应松动。

(13) 级间隔板和进口导叶宜采用焊接结构，也可铸造结构。

(14) 所有内部密封处应设置可更换的迷宫密封元件以减少内部泄漏量。

(15) 优先选用静止式易更换的迷宫密封。

(16) 在所有规定的运行条件范围内，包括启动和停车，轴封应能防止工艺气体向大气泄漏或密封介质向压缩机内泄漏。密封应适应于启动、停车和买方规定的各种其他特殊运行时进口条件的变化。

(17) 轴封和轴套应便于检查和更换，且不必拆卸轴向剖分的上机壳或径向剖分的端盖。

主要量的符号及其计量单位

量 的 名 称	符号	计量单位	量 的 名 称	符号	计量单位
灰分	A	%	管道壁厚	δ	mm
水分	M	%	面积	A（F）	m^2
挥发分	V	%	速度	v（ω）	m/s
流动温度	FT	℃	长度	L	m
软化温度	ST	℃	直径	D（d）	m
变形温度	DT	℃	高度	H	m
半球温度	HT	℃	容积	V	m^3/kg
摄氏温度	t（θ）	℃	重力加速度	g	m/s^2
热力学温度	T	K	出力	B	t/h
比热容	c	kJ/（kg·℃）	流量	Q（q，G）	m^3/h，kg/h
发热量	Q	kJ/kg	转速	n	r/min
效率	η	%	时间	t	h
过量空气系数	α	%	功率	P	W
体积分数	φ	%	传热系数	K	W/（m^2·℃）
风率	r	%	密度	ρ	kg/m^3
气体成分	r	%	质量	m	kg
负荷率	χ	%	扩容器蒸发强度	R	m^3/（h·m^3）
相对湿度	ϕ	%	溶解热	I	kJ/kg
热损失	q	%	雷诺数	Re	
压力	p	Pa	可磨性指数	HGI	
焓	H	J	煤粉细度	R	
摩擦阻力	Δh	N	平均压缩系数	Z	
单位能耗	e	kWh/h	旋转磨损指数	AI	
公称直径	DN	mm	阻力系数	ζ（λ）	

参 考 文 献

［1］冯俊凯，沈幼庭．锅炉原理及计算［M］．北京：科学技术出版社，1998．
［2］孙献斌，黄中．大型循环流化床锅炉技术与工程应用［M］．2 版．北京：中国电力出版社，2013．
［3］卢啸风．大型循环流化床锅炉设备与运行［M］．北京：中国电力出版社，2006．
［4］张安国，梁辉．电站锅炉煤粉制备与计算［M］．北京：中国电力出版社，2011．
［5］深圳能源集团月亮湾燃机电厂，中国电机工程学会燃气轮机发电专业委员会．大型燃气–蒸汽联合循环电厂培训教材余热锅炉分册［M］．重庆：重庆大学出版社，2014．
［6］张殿军，尹向梅．1000MW 超超临界褐煤锅炉的研究与初步设计［J］．动力工程学报，2010，30（8）：559-566．
［7］魏国华，宋宝军，夏良伟，等．1000MW 超超临界塔式褐煤锅炉的研究［J］．锅炉制造，2014（1）：17-20．
［8］杨根盛，李忠，杨定华，等．600MW 超临界燃褐煤机组的锅炉选型研究［J］．锅炉技术，2014，45（4）：40-44．
［9］杨震，徐雪元，姚丹花，等．600MW 超超临界塔式褐煤锅炉设计方案［J］．锅炉技术，2007，38（1）：1-5．
［10］程乐鸣，周星龙，等．大型循环流化床锅炉的发展［J］．动力工程，2008，28（6）：818-826．
［11］周军．大型燃油锅炉及其辅助系统设计特点研究［J］．现代制造，2015（15）：41-43．